MÉRNÖKI KAR
UNIVERSITAS SCIENTIARUM SZEGEDIENSIS
SZEGEDI TUDOMÁNYEGYETEM

Vegyipari
MŰVELETANI ALAPOK

szerkesztette

dr. Hodúr Cecília

SZEGED
2019

TARTALOM

BEVEZETÉS 5

1. MŰVELETTANI JELLEMZŐK ÉS MÓDSZEREK 6

1.1 Félempirikus egyenletek 6

1.2 Dimenzió nélküli kifejezések: 6

1.3 Egyenértékű helyettesítési elv 7

2. DIMENZIÓ ANALÍZIS 8

3. A TRANSZPORTJELENSÉGEK DIFFERENCIÁL EGYENLETEI 11

3.1. Meghatározó kritériumok 12

3.2. Származtatott kritériumok 13

4. HASONLÓSÁG ELMÉLET 15

5. HIDRODINAMIKAI MŰVELETEK ALAPJAI 18

5.1 Viszkozitás 18

5.2. Folytonosság tétele 18

5.3. Áramlások jellemzése 19
5.3.1. Lamináris áramlás 19
5.3.2. Turbulens áramlás 20
5.3.3. Turbulens áramlás súrlódási nyomásesése 21
5.3.4. Sorba kapcsolt csővezetékek 23

6. NEM-NEWTONI KÖZEGEK 25

6.1. Binghami v. Plasztikus anomális folyadékok 27

6.2. Pseudoplasztikus anomális folyadékok 27

6.3. Dilatáló anomális folyadékok 36

6.4. Instacioner v. Időtől függő anomális folyadékok 37

6.5. Szilárd testhez hasonló, Maxwelli, Viszkoelasztikus 38

6.6. Nem-Newtoni folyadékok áramoltatása 38
6.6.1. Binghami v. plasztikus anomális folyadékok: 39
6.6.2. Pszeudoplasztikus és dilatáló anomális folyadékok: 40
6.6.3. Instacioner anomális folyadékoknál: 40

7. HATÁRRÉTEG SZEREPE, FILMELMÉLET 41

8. SZEMCSÉS HALMAZOK 43

8.1 Szemcsés halmazok jellemzői 43

8.2 Szitaanalízis 44
Rosin Ramler Benett -f. nomogram (RRB nomogram, lsd. melléklet) 45

9. HŐTANI ALAPFOGALMAK 46

9.1 Hővezetés.....47
9.1.1 Állandósult állapotú hővezetés szilárd anyagokban 47
9.1.2. Instacioner hővezetés 49

9.2. Hőáramlás.....49

9.3. Sugárzásos hőkeltés.....51
9.3.1. Radiáció - Hősugárzás.....51
9.3.2. Mikrohullámú energiaközlés.....53

10. KOMPONENSTRANSZPORT.....56

10.1 Állandósult állapotú molekuláris diffúzió 56

12.2 Analógia lamináris áramlás estén impulzus-, hő- és anyagátadás között.....57

10.3. Diffúzió turbulens áramlásban 57

10.4. Analógia turbulens áramlás esetén impulzus-, hő- és anyagátadás között.....60

10.5. Anyagátbocsátás.....61

11. ANYAG- ÉS ENERGIAMÉRLEGEK 63

11.1. Alapelvek.....63

11.2. Anyagmérleg.....64

11.3. Energia mérleg 66

11.4. Hőmérleg.....67

11.5. Bepárlás mérlegegyenletei 68

12. REAKTOROK.....114

12.1 Tányéros oszlopok.....114
12.1.1. Szelepes tányér.....114
12.1.2. Rács v. rostély tányér (túlfolyó nélküli) 115
12.1.3. Túlfolyós szitatányér 115
12.1.4. Harangsapkás tányér 116
12.1.5. Gyűrűszelepes v. Fábry féle 116
12.1.6. Keretszáramú billenőelemes zuhanytányér 115

12.2. Keverős reaktorok.....116

12.3 Buborékoltató oszlopok 116

12.4. Permetező oszlopok 119

12.5 Töltött oszlopok 121

12.6 Folyamatos működésű reaktorok....123
12.6.1 Keverő-ülepítő készülékek 123
12.6.2. Gravitációs ellenáramú oszlopok 124
12.6.3. Centrifugális készülékek 125
12.6.4. Csőreaktorok 125

13. BIOREAKTOROK 126

14. IRODALOM JEGYZÉK 129

15 MELLÉKLETEK 130

BEVEZETÉS

A művelettan a transzpor-folyamatok tudománya, ez alapján végezhető el a teljes gyártási/vegyipari folyamat kvantitatív tervezése, optimalizálása és intenzifikálása (méretnövelés, hő- és anyagmérleg számítás, folyamatszintézis). A művelettan alapvető koncepciója a **műveleti egység**, melynek alapján az eljárások széles köre viszonylag kevés számú alapműveletből összeállítható.

Ahhoz, hogy mérnöki értelemben valamiről beszélhessünk, ismerni kell azokat a *mennyiség*eket, amelyek leírják az adott objektumot vagy folyamatot. A vegyészmérnöki és biomérnöki tudományban mennyiségek alatt valamely fizikai tulajdonság mérhető jellemzőjét értjük. Mérés során a mérendő mennyiséget annak konvencionálisan egységnyi értékével hasonlítjuk össze. A mérés eredményeként tehát egy számot kapunk, amelyet *mérőszám*nak nevezünk. A vizsgált fizikai mennyiség ennek a mérőszámnak és a mértékegységnek a szorzataként áll elő.

Egy rendszer leírásához olyan mennyiségeket használunk, amelyek egyértelmű függvényei a rendszer állapotának, ezek az ún. *állapotjelző*k. Az állapotjelzők egy része függ a rendszer méretétől, azzal arányosan változik. Ezeket *extenzív állapotjelző*knek nevezzük, ide tartozik maga a tömeg, a térfogat, az entrópia, a belső energia stb. Ha két rendszert egyesítünk, azok extenzív mennyiségei összeadódnak, additívak. Az állapotjelzők másik csoportja független a rendszer méretétől és nem additív a fenti értelemben. Ezek az ún. *intenzív állapotjelző*k, mint a nyomás, hőmérséklet, koncentráció, sebesség stb.

Az extenzív mennyiségek geometriai térben való elmozdulását **áramnak** nevezzük, amely mindig valamely geometriai felületen át történik. Az áram skaláris mennyiség, dimenzióját tekintve:

$$\text{áram} = \frac{\text{extenzív mennyiség}}{\text{idő}}$$

Az áramsűrűség egy vektormennyiség, melynek iránya megegyezik az áramlás irányával, nagysága pedig az extenzív mennyiségnek az áramlási irányra merőleges egységnyi keresztmetszetű felületen időegység alatt átlépő mennyiségével:

$$\text{áram sürüség} = \frac{\text{extenzív mennyiség}}{\text{felület} \cdot \text{idő}}$$

1. MŰVELETTANI JELLEMZŐK ÉS MÓDSZEREK

A művelettan, mint önálló diszciplína természetesen felhasználja a klasszikus ismeretanyagokban felhalmozott tudást, de a saját módszereit is kidolgozta, meghatározta azokat a módszereket, jellemzőket, sajátos eszköztárat, melyek segítségével a konkrét művelettani feladatok célszerűen megoldhatóak.

1.1 Félempirikus egyenletek

A művelettanban törekednünk kell a matematikailag levezetett összefüggések felállítására, ám az egyes konkrét műveleti lépéseket nagymértékben befolyásolják az alapanyag tulajdonságai is, melyek még adott fajtánál is eltérőek lehetnek, termőhely, vagy időjárási különbözőségek miatt.
Ezeket a változó, vagy nehezen mérhető jellemzőket vesszük figyelembe az empirikus konstansok segítségével.
Például szűrésnél a fluxus, a szűrési teljesítmény értékét meghatározó egyenlet.

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{\Delta pA}{\eta\left(R_M + rc\frac{V}{A}\right)}$$

A viszkozitás hőmérsékletfüggése, az alkalmazott nyomás és szűrési felület ismert, de az ellenállás-tényezők (a szűrőközeg, valamint a kiülepedő iszaplepény ellenállásának) meghatározása csak kísérleti úton lehetséges, hiszen ennek értéke eltérő attól függően, hogy milyen szűrőközeget (cellulóz, kovaföld), alkalmazunk, ill. milyen anyagot szűrünk.
Létre kell tehát hoznunk tapasztalati konstansokat (R_M, rc), így egy adott intervallumon belül érvényes matematikai összefüggéshez jutunk.

1.2 Dimenzió nélküli kifejezések:

Mivel a fizika törvényei a művelettanban is érvényesek, ezért az egyes műveletekre hatással levő erők általában azonos módon viszonyulnak egymáshoz. Tehát a fizikában megismert erők pl.: tehetetlenségi erő, belső súrlódási erő, gravitációs erő stb. hatnak a feldolgozási műveletek során is, így egy-egy műveletre vonatkoztatva célszerűnek látszik ezen befolyásoló fizikai erők összevonása, együttes hatásuk, ill. arányuk vizsgálata.
Ezáltal lehetőségünk nyílik a paraméterek számának csökkentésére, oly módon, hogy ezeket a bizonyos arányokat nevesítjük, állandósítjuk, mégpedig olyan összefüggés formájában, melynek nincsen dimenziója (dimenziótalanított forma), pontosabban mely összefüggés dimenziója 1.

Legismertebb ilyen összefüggés a Reynolds szám, amely a belső súrlódási erő valamint a tehetetlenségi erőnek a fluidum áramlására gyakorolt hatását adja meg:

$$\mathrm{Re} = \frac{tehetetlen\ségi\quad erő}{súrlódási\quad erő} = \frac{v^2\rho}{\frac{\eta v}{l}} = \frac{vl\rho}{\eta}$$

A Newtoni folyadékok áramlásánál a csővezeték átmérője (l), az áramlási sebesség (v), a sűrűség (ρ) egyenes arányban, míg a dinamikai viszkozitás (η) fordítottan arányos a térfogatárammal.
Ezen paraméterekből alkotott kifejezés segítségével egyértelműen jellemezhetjük az áramlást, hiszen mindegyik befolyásoló paramétert figyelembe veszi, de csak egy értékkel kell számolnunk.

$$\mathrm{Re} = \frac{lv\rho}{\eta} = \frac{m\frac{m}{s}\frac{kg}{m^3}}{Pas = \frac{N}{m^2} = \frac{kg\frac{m}{s^2}}{m^2}s} = \frac{\frac{kg}{sm}}{\frac{kg}{ms}} = 1$$

1.3 Egyenértékű helyettesítési elv

A fizikai összefüggések pontosan definiált mennyiségekkel dolgoznak: kör keresztmetszetű csőátmérő (d), egyenes csőszakasz hossza (l), stb. Eltérő esetekben, amikor nem kör keresztmetszetű a vezeték, a csatorna, amelyben az áramlás történik, vagy számtalan elágazás, idom, szelep vagy más szerelvény található a vezetékrendszeren, hogy az eredeti összefüggésünket mégis használhassuk, hogy megbízható eredményt is kapjunk, meg kell alkotnunk, az egyenértékűségi elvet.
Meg kell keresnünk annak a szabványos paraméternek az értékét, mely érték tökéletesen lefedi áramlástan, hőtan vagy anyagátadás szempontjából, a valóságban meglévő értéket.

Beszélünk:

- **egyenértékű csőátmérőről (d_e,)**: annak a képzeletbeli kör keresztmetszetű csőnek az átmérője, melynek áramlástani viselkedése megegyezik a vizsgált, nem kör keresztmetszetű vezeték áramlástani viselkedésével.

$$d_e = 4r_H = 4\frac{áramlási\quad keresztmetszet}{nedvesített\quad kerület}$$

- **egyenértékű csőhosszról (l_e) :** annak a fiktív, egyenes csőnek a hossza, amelynek áramlástani viselkedése megegyezik az általunk vizsgált idom, szerelvény áramlási ellenállásával. Meghatározása nomogramból történik (lsd. mellékletek).

- **egyenértékű gömbátmérőről (d_e):** annak a képzeletbeli gömbnek az átmérője, amelynek áramlástani viselkedése megegyezik az általunk vizsgált, nem gömb alakú részecske áramlástani viselkedésével.

$$d_e = \sqrt[3]{\frac{6m}{\pi\rho}}$$

Az impulzustranszportnál érvényes egyenértékű jellemző nem szükségszerű, hogy megegyezzen a hő-, vagy komponenes traszportnál érvényes jellemzővel.

2. DIMENZIÓ ANALÍZIS

A dimenzióanalízis lehetővé teszi a rendszer tulajdonságainak kifejezését, viselkedésének leírását minimális számú független dimenziómentes csoport segítségével. A módszer alkalmazásával csökkenteni tudjuk a változók számát és egyszerűbb összefüggéseket kapunk, meg tudjuk állapítani a méretváltozás törvényeit és fel tudjuk ismerni ismeretlen vagy eddig figyelembe nem vett változók szerepét. Alkalmatlan azonban a numerikus állandók meghatározására, azokat kísérleti úton kell meghatározni.

A módszer alaptétele az ún. **Buckingham-féle Π tétel.** E szerint *n* mennyiség között fennálló dimenzionálisan homogén összefüggést át lehet alakítani (*n* – *m*) független dimenziómentes hatványszorzat közötti összefüggéssé, ahol *m* az eredeti összefüggésben előforduló alapmennyiségek száma. Buckingham Π-vel jelölte a dimenziómentes változókat, innen ered a Π- tétel elnevezés.

$$y = f(x_1, x_2, ..., x_n)$$

Az összefüggés az alábbi alakra transzformálható:

$$\Pi = f(\Pi_1, \Pi_2, ..., \Pi_p)$$

ahol *y* a függő változót, x_1, x_2,...x_n a független változókat, f a függvénykapcsolatot, Π_1,Π_2,…Π_p pedig a dimenziómentes mennyiségeket jelöli. (Egy egyenlet akkor tekinthető dimenzionálisan homogénnek, ha az a benne szereplő mennyiségek mértékegységeitől függetlenül igaz.)

A hidrodinamikai hasonlóságot vizsgálva megállapíthatjuk, hogy a befolyásoló tényezők:

fluidum tulajdonságai: sűrűség (ρ), dinamikai viszkozitás (η)

műveleti paraméterek: nyomásesés (Δp), sebesség (v), gyorsulás (a), karakterisztikus hossz (L), berendezés hossza (l).

A befolyásoló tényezők dimenzióit és az SI-mértékegységeket a táblázat tartalmazza.

2.1 táblázat: Hidrodinamikai változók

Változók	Jelölések	Dimenziók	SI-mértékegységek
Sűrűség	ρ	ML^{-3}	$kg\ m^{-3}$
Dinamikai viszkozitás	η	$ML^{-1}T^{-1}$	$Pa\ s$
Nyomás	p	$ML^{-1}T^{-2}$	$N\ m^{-2}=Pa$
Sebesség	v	LT^{-1}	$m\ s^{-1}$
Gyorsulás	a	LT^{-2}	$m\ s^{-2}$
Karakterisztikus hosszméret	L	L	m
Berendezés hossza	l	L	m

A tényezők hatványszorzata:

$$\Pi = \Delta p^{\alpha}\, v^{\beta}\, \mathrm{L}^{\gamma}\, \eta^{\delta}\, \rho^{\varepsilon}\, a^{\varphi}\, l^{\kappa}$$

A dimenziók beírásával:

$$\boldsymbol{\Pi = [ML^{-1}T^{-2}]^{\alpha} \cdot [LT^{-1}]^{\beta} \cdot [L]^{\gamma} \cdot [ML^{-1}T^{-1}]^{\delta} \cdot [ML^{-3}]^{\varepsilon} \cdot [LT^{-2}]^{\varphi} \cdot [L]^{\kappa}}$$

Majd alapmennyiségek szerint rendezve:

$$\boldsymbol{\Pi = [L]^{-\alpha+\beta+\gamma-\delta-3\varepsilon+\varphi+\kappa} \cdot [M]^{\alpha+\delta+\varepsilon} \cdot [T]^{-2\alpha-\beta-\delta-2\varphi}}$$

Ahhoz, hogy Π dimenziómentes legyen, az alapmennyiségek kitevőinek összege zérus kell, hogy legyen, vagyis:

$$\boldsymbol{L\text{-re} \quad -\alpha+\beta+\gamma-\delta-3\varepsilon+\varphi+\kappa=0}$$

$$\boldsymbol{M\text{-re} \quad \alpha+\delta+\varepsilon=0}$$

$$\boldsymbol{T\text{-re} \quad -2\alpha-\beta-\delta-2\varphi=0}$$

Mivel a 7 változóra 3 egyenletünk van, az egyenletrendszer alulhatározott. Mivel 3 alapmennyiségünk van (M, L, T), a Buckingham-tétel szerint 7 – 3 = 4 dimenziómentes hatványszorzat közötti összefüggéssé tudjuk átalakítani az eredeti összefüggést. Az egyenletrendszer 7 változójából a három legjelentősebb mennyiség (v, L és ρ) kitevőjét (β, γ és ε) a többi mennyiség kitevőjével kifejezve, már csak a kívánt négy kitevő marad (α, δ, φ, κ).

T összefüggésből kirendezve $\beta = -2\alpha - \delta - 2\varphi$

M összefüggésből kirendezve $\varepsilon = -\alpha - \delta$

ezeket beírva L összefüggésbe $\gamma = -\delta + \varphi - \kappa$

Ezeket felhasználva Π új alakja:

$$\Pi = \Delta p^{\alpha} \cdot v^{-2\alpha - \delta - 2\varphi} \cdot L^{-\delta + \varphi - \kappa} \cdot \eta^{\delta} \cdot \rho^{-\alpha - \delta} \cdot a^{\varphi} \cdot l^{\kappa}$$

majd a kitevők szerinti rendezés után:

$$\Pi = \left(\frac{\Delta p}{v^2 \rho}\right)^{\alpha} \cdot \left(\frac{\eta}{vL\rho}\right)^{\delta} \cdot \left(\frac{La}{v^2}\right)^{\varphi} \cdot \left(\frac{l}{L}\right)^{\kappa} = (\mathrm{Eu})^{\alpha} \cdot (\mathrm{Re})^{-\delta} \cdot (\mathrm{Fr})^{-\varphi} \cdot \left(\frac{l}{L}\right)^{\kappa}.$$

A dimenzióanalízissel nyert hidrodinamikai hasonlósági függvénykapcsolat stacionárius áramlásra, általános n, m és k kitevőkkel tehát:

$$\mathrm{Eu} = f\left[(\mathrm{Re})^{n}, (\mathrm{Fr})^{m}, \left(\frac{l}{L}\right)^{\kappa}\right]$$

A kapott eredmény összhangban van a Buckingham-tétellel, vagyis négy dimenziómentes szám (Eu, Fr, Re és geometriai szám) közötti összefüggéssé alakítottuk át az eredeti hét változót tartalmazó egyenletet.

Példánkban az áramlástani dinamikai hasonlóság szerepel, azonban ezzel az eljárással lehet a művelettan egyéb területeinek hasonlósági törvényszerűségeit is felépíteni.

3. A TRANSZPORTJELENSÉGEK DIFFERENCIÁL EGYENLETEI

Általánosságban a transzport folyamatokban az impulzus-, hő- vagy anyagmennyiség lokális és konvektív változását **vezetés, átadás,** valamint magában a rendszerben keletkező transzport **forrás**ok okozzák. Eltekintve az átadásos áramtól, szavakban megfogalmazva a fenti gondolat az alábbi "egyenlettel" értelmezhető:

lokális megváltozás + konvekció = vezetés + forrás

A **konvektív transzport** mozgó fluidumok esetében alakul ki, de előidézheti pl. sűrűség- vagy hőmérséklet különbség .
A **vezetés** szilárd testben illetve nyugvó fluidumban kialakuló transzportjelenség.
Forráson idő- és térfogategységben keletkező komponens- vagy impulzusmennyiséget, ill. előálló hőmennyiséget értünk (pl. kémiai reakcióban keletkező új komponens hőfelszabadulással, vagy hőelnyeléssel együtt járó reakciók stb.).

A transzportjelenségek mindegyikéhez egy jellemző paraméter (**u**) kapcsolható. Az impulzustranszportot a közeg **sebesség**ének (**v**), a hőtranszportot a közeg **hőmérsékletének** (**t**), az anyagtranszportot a vándorló komponens térfogat- **koncentráció**jának (**c**) változásával jellemezhetjük. Ezek a jellemző paraméterek a folyamat során **lokálisan (időben) és térben (konvektiv módon)** egyaránt változhatnak. Általánosságban (**u**) paraméterre:

$$du_1 = \frac{\partial u}{\partial \tau} d\tau \qquad \text{(lokális)}$$

$$du_k = \frac{\partial u}{\partial x} dx + \frac{\partial u}{\partial y} dy + \frac{\partial u}{\partial z} dz \qquad \text{(konvektív)}$$

A paraméter teljes megváltozása a lokális és konvektív változások összege:

$$du = du_l + du_k = \frac{\partial u}{\partial \tau} d\tau + \frac{\partial u}{\partial x} dx + \frac{\partial u}{\partial y} dy + \frac{\partial u}{\partial z} dz$$

A fenti összefüggést a dτ-val osztva **időtől függő, instacioner** folyamatra jellemző egyenlethez jutunk:

$$\frac{du}{d\tau} = \frac{\partial u}{\partial \tau} + \frac{\partial u}{\partial x} dv_x + \frac{\partial u}{\partial y} dv_y + \frac{\partial u}{\partial z} dv_z$$

Ha a folyamat változása **időben független** akkor $\partial u/\partial \tau = 0$ és **instacioner** folyamatról beszélünk:

$$\frac{du}{d\tau} = \frac{\partial u}{\partial x} dv_x + \frac{\partial u}{\partial y} dv_y + \frac{\partial u}{\partial z} dv_z$$

Szilárd testek és **nyugvó fluidumok** esetén a sebesség értékei: $v_x = v_y = v_z = 0$, tehát a konvektív áram is zérus.

A fenti egyenletben a mérnöki gyakorlatban egyszerre mind a négy tagot szerencsére nem kell tekintetbe venni és a legtöbb esetben mindig csak két tag fog szerepelni. A mérnöknek éppen azt kell tudnia, megbecsülnie, hogy mely tagok zérus értékűek vagy elhanyagolhatók.

3.1. Meghatározó kritériumok

A transzportjelenségeket leíró egyenletek, akár az impulzustranszportot leíró **Navarier - Stokes**, akár a hőtranszportot leíró **Fourier - Kirchhoff**, akár a **molekuláris diffúzió egyenletét tekintjük**, a matematikai megoldásuk rendkívül bonyolult. Ha azonban az egyenletekben a differenciáljeleket elhagyjuk, akkor a **kapott jellemző tagokat egymáshoz viszonyíthatjuk, mint a mennyiségi arányokat.**
Az így kapott dimenziómentes kifejezések - hasonlósági kritériumok - számértékei függetlenek a használt mértékegység-rendszertől.

Ha tehát a stacioner impulzustranszport folyamatot leíróegyenlet minden tagját megszorozzuk a sűrűséggel

$$\frac{\partial v_z}{\partial x}v_x + \frac{\partial v_z}{\partial y}v_y + \frac{\partial v_z}{\partial z}v_z + g = \upsilon\nabla^2 v_z - \frac{\partial p}{\rho\partial z}$$

$$\frac{\partial v_z}{\partial x}v_x\rho + \frac{\partial v_z}{\partial y}v_y\rho + \frac{\partial v_z}{\partial z}v_z\rho + g\rho = \frac{\eta}{\rho}\nabla^2 v_z\rho - \frac{\partial p}{\rho\partial z}\rho$$

és elhagyjuk a differenciál jeleket, akkor - fizikai tartalommal rendelkező - az áramlásra ható erőket leíró kifejezéseket kapjuk:

- inercia (tehetetlenségi) erőt kifejező tag: $\frac{\rho v^2}{l}$
- nehézségi erőt kifejező tag: g ρ
- nyomásra jellemző tag: $\frac{p}{l} \approx \frac{\Delta p}{l}$
- súrlódásra jellemző tag: $\frac{\eta v}{l^2}$

Alkalmazva a hasonlósági invariánsok képzésének szabályát, mely szerint a rendszer határain belül képezünk dimenziónélküli komplexeket oly módon, hogy léptékként fizikai tartalommal bíró jellemző határt választunk. A hidrodinamikai hasonlósági kritériumok képzésénél az inercia erőt válasszuk vonatkoztatási alapnak. Ha valamennyi tagot ezzel az értékkel elosztjuk, akkor a következő **dimenziónélküli kritériumokat** kapjuk:

- **Reynolds szám:** a súrlódási és a tehetetlenségi erő hányadosának a reciproka, a **súrlódási erő hatását fejezi ki a fluidum áramlására**.

$$\mathrm{Re} = \frac{tehetetlen\,ségi\,erő}{surlódási\,erő} = \frac{\frac{v^2\rho}{l}}{\frac{v\eta}{l^2}} = \frac{vl\rho}{\eta}$$

- **Froude szám:** a nehézségi és a tehetetlenségi erő hányadosának a reciproka, a **nehézségi erő hatását fejezi ki a fluidum áramlására**.

$$Fr = \frac{\text{tehetetlen ségi rő}}{\text{nehézségi erő}} = \frac{\frac{v^2\rho}{l}}{g\rho} = \frac{v^2}{\lg}$$

- **Euler szám**: a nyomó erő (illetve a fluidum két pontja közötti nyomáskülönbség) és a tehetetlenségi erő hányadosa, azt fejezi ki, **hogyan hat a hidrosztatikus nyomáskülönbség a fluidum áramlására.**

$$Eu = \frac{\text{nyomó erő}}{\text{tehetelens égi erő}} = \frac{\frac{\Delta p}{l}}{\frac{v^2\rho}{l}} = \frac{\Delta p}{v^2\rho}$$

- **Homokronitási szám:** ha az instacioner áramlásra jellemző taggal elosztjuk a tehetetlenségi erőt, akkor a homokronitási kritériumot kapjuk, amely hasonló áramlások esetén figyelembe veszi az instacioner áramlás jellegét.

$$Ho = \frac{\text{tehetetlen ségi erő}}{\text{instac. jell.}} = \frac{\frac{\rho v^2}{l}}{\frac{v\rho}{\tau}} = \frac{v\tau}{l}$$

- **Weber szám:** a tehetetlenségi erő és a felületi feszültségből keletkező erő aránya

$$We = \frac{\rho v^2 l}{\sigma}$$

3.2. Származtatott kritériumok

A származtatott kritériumok az alapkritériumokból vezethetők le. Szerepük az, hogy segítségünkre legyenek olyan esetekben, amikor valamely fizikai paraméter meghatározása nagyon nehézkes, például a sűrűség különbség hatására keletkező áramlásnál a konvektív áramlás sebességének meghatározása. Ez a sebesség azonban a Reynolds és a Froude kritériumban is benne van, lehetőségünk nyílik a sebesség explicit alakjának a kiiktatására.

- **Galilei szám** a gravitációs gyorsulás hatására kialakuló áramlások jellemzésére szolgál, a felhajtó erő és a belső súrlódási erő arányának négyzete:

$$Ga = \frac{\mathrm{Re}^2}{Fr} = \frac{l^3\rho^2 g}{\eta^2}$$

- Ha valamely áramlás a sűrűségkülönbség miatt jön létre, akkor a Galilei szám mellé illesszük a sűrűségkülönbség relatív értékét (ülepítés) és így az **Archimedesi szám**hoz jutunk

$$Ar = \frac{l^3\rho^2 g}{\eta^2}\frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2}$$

- Ha a sűrűségkülönbség helyett az azt létrehozó hőmérséklet különbséget számítjuk be a képletbe akkora **Grashof szám**ot fejezzük ki:

$$Gr = \frac{l^3 \rho^2 g \beta \Delta t}{\eta^2}$$

- Anomális folyadékoknál az áramlás jellemzése a **Plaszticitási szám**mal történik (N_p), ami a Hedström szám és a Reynolds szám hányadosa:

$$Np = \frac{He}{\mathrm{Re}} = \frac{\frac{\tau_0 l^2 \rho}{\eta_p^2}}{\frac{lv\rho}{\eta}} = \frac{\tau_0 l}{\eta_p \, v}$$

4. Hasonlóság elmélet

A **hasonlóságelmélet** fontos áthidaló szerepet tölt be az elmélet és a mérnöki gyakorlat között. Az előző fejezetben ismertetett művelettani jelenségeket leíró bonyolult differenciálegyenletek analitikus megoldása csak speciális, egyszerűsített esetekre lehetséges. Az így kapott eredmények csak bizonyos korlátokkal (kezdeti- és peremfeltételekkel) használhatók. A hasonlóságelmélet lényege, hogy a differenciálegyenleteket dimenziómentes mennyiségek összefüggéseire vezeti vissza. A hasonlósági módszer ugyan nem képes a differenciálegyenletek matematikailag egzakt megoldását szolgáltatni, de egyrészt gyakorlatilag használható összefüggésekhez vezet, másrészt lehetővé teszi a dimenziómentes mennyiségek bevezetését és fizikai értelmezését. Általában mondható, hogy a hasonlóságelmélet segíti a vegyipari folyamatok biztonságosabb méretnövelését és lehetővé teszi a kísérleti adatok és tapasztalatok általánosításával a hidrodinamikai, hőtani, anyagátadási és kémiai műveletek egységes tárgyalását.

A **hasonlóság** homogén lineáris transzformáció két változó között.

$$x' = K\,x$$

Fizikai értelemben véve a hasonlóság két rendszer megfelelő mennyiségei között homogén lineáris kapcsolatot ír elő. Ha ez az összefüggés a két rendszer valamennyi független változójára (azaz szabadsági fokára) külön-külön fennáll, akkor teljes hasonlóságról beszélünk. Ha a független változók számánál kevesebb homogén lineáris kapcsolat van, akkor részleges hasonlóságról beszélünk.

A mérnöki gyakorlatban a hasonlóságnak olyan alakú kifejezései terjedtek el, ahol a két rendszer hasonlósági kritériuma a rendszereken belül képzett dimenziómentes mennyiségek értékeinek egyenlősége.

Az olyan hasonlósági invariánsokat, amelyeket két egyfajta fizikai mennyiség arányából képezünk, **szimplexeknek** nevezzük. A művelettanban különböző mennyiségek arányával képzett dimenziómentes hasonlósági kritériumokat is használunk, ezeket **komplexeknek** nevezzük. A dimenziómentes számok előállítása a következő képen történhet. A műveleti egységeket leíró egyenletek öt tagból állnak: konvektív, vezetéses, átadás, forrás és a lokális megváltozás. Ez utóbbi stacionárius időben állandósult rendszerben zérus. Ha most nem az egyes tagokat tekintjük, hanem valamelyik kiválasztott taghoz viszonyított értéküket akkor dimenziómentes mennyiségeket kapunk. Írjuk fel ezeket a mennyiségeket például úgy, hogy a konvektív taggal végig osztunk(6. táblázat). Ilyen módon a három áramra kilenc független dimenzionélküli mennyiséget képezünk, amelyeket rövidítve a tárgykörrel foglalkozó ismert

kutatókról neveztek el. Természetesen az adott mennyiségekből még több és más dimenziómentes mennyiség is képezhető.

Dimenziómentes mennyiségek előállítása

TRANSZPORT	Vezetés	Átadás	Forrás
	$\frac{\text{konvekció}}{\text{vezetés}}$	$\frac{\text{átadás}}{\text{konvekció}}$	$\frac{\text{forrás}}{\text{konvekció}}$
Komponens	$\mathrm{Pe'}=\frac{\mathrm{v}d}{D}$	$\mathrm{St'}=\frac{\beta}{\mathrm{v}}$	$\mathrm{Da_I}=\frac{\nu_i r d}{c_i \mathrm{v}}$
Hő	$\mathrm{Pe}=\frac{\mathrm{v}d}{a}$	$\mathrm{St}=\frac{\alpha}{\rho \mathrm{c_p v}}$	$\mathrm{Da_{II}}=\frac{\Delta H \nu_i r d}{\rho c_p \Delta \mathrm{T v}}$
Impulzus	$\mathrm{Re}=\frac{\mathrm{v}d}{\nu}$	$\frac{\mathrm{f'}}{2}=\frac{\gamma}{\rho \mathrm{v}}$	$\mathrm{Da_{III}}=\frac{\mathrm{E}}{\rho \mathrm{v}^2 d^2}$

Vannak olyan dimenziómentes mennyiségek, amelyek két dimenziómentes mennyiség hányadosaként képezhetőek. Két különböző mennyiség áramának hányadosát adják meg, így hatásfok jellegűek.

Bizonyos esetekben nehézségekkel jár valamely fizikai mennyiség meghatározása, ill. kiszámítása. Ilyen esetben ezt a mennyiséget két vagy több hasonlósági kritérium összekapcsolásával hagyják el, és ún. **származtatott kritériumokkal** dolgoznak.

A dimenziómentes mennyiségek meghatározása:

---

1. Szimplexek

$$\frac{l}{d}=\frac{\text{hosszúság}}{\text{jellemzõ méret}}=\lambda$$

$$\frac{c}{c_0}=\frac{\text{töménység}}{\text{kezdeti töménység}}=\lambda_c$$

---

2. Komplexek

Euler- szám $$\mathrm{Eu}=\frac{\text{nyomóerő}}{\text{tehetetlenségi erő}}=\frac{\Delta \mathrm{p}}{\rho \mathrm{v}^2}$$

Reynolds- szám $$\mathrm{Re}=\frac{\text{tehetetlenségi erő}}{\text{belső súrlódási erő}}=\frac{\rho \mathrm{v} d}{\eta}=\frac{\rho \mathrm{v} d}{\nu}$$

Grashof- szám $$\mathrm{Gr}=\frac{\text{térfogategységre eső felhajtóerő}}{\text{belső súrlódási erő}}=\frac{\mathrm{g} d^3 \beta_T \Delta \mathrm{T}}{\nu^2}$$

Peclet-szám $$\mathrm{Pe} = \frac{\text{konvektív hőáram}}{\text{vezetéses áram}} = \frac{\rho c_p v d}{\lambda} = \frac{v d}{a}$$

Peclet-szám (kompnens átadásra) $$\mathrm{Pe}' = \frac{\text{konvektív komponensáram}}{\text{vezetéses komponensáram}} = \frac{v d}{D}$$

Nusselt-szám $$\mathrm{Nu} = \frac{\text{átadásos hőáram}}{\text{vezetéses hőáram}} = \frac{\alpha d}{\lambda}$$

Nusselt-szám (komponens átadásra) $$\mathrm{Nu}' = \frac{\text{átadásos komponensáram}}{\text{vezetéses komponensáram}} = \frac{\beta d}{D}$$

Stanton- szám $$\mathrm{St} = \frac{\text{átadásos hőáram}}{\text{konvektív hőáram}} = \frac{\alpha}{\rho c_p v} = \frac{\mathrm{Nu}}{\mathrm{Re}\,\mathrm{Pr}}$$

Stanton- szám (kompnens átadásra) $$\mathrm{St}' = \frac{\text{átadásos komponensáram}}{\text{konvektív komponensáram}} = \frac{\beta}{v} = \frac{\mathrm{Nu}'}{\mathrm{Re}\,\mathrm{Sc}}$$

Danköhler- szám $$\mathrm{Da_I} = \frac{\text{reakció által termelt komponensáram}}{\text{konvektív komponensáram}} = \frac{\nu_i r d}{c_i v}$$

$$\mathrm{Da_{II}} = \frac{\text{reakció által termelt komponensáram}}{\text{vezetéses komponensáram}} = \frac{\nu_i r d^2}{D c_i}$$

$$\mathrm{Da_{III}} = \frac{\text{reakció által termelt hőáram}}{\text{konvektív hőáram}} = \frac{\nu_i \Delta H r d^2}{\rho c_p v \Delta T}$$

$$\mathrm{Da_{IV}} = \frac{\text{reakció által termelt hőáram}}{\text{vezetéses hőáram}} = \frac{\nu_i \Delta H r d^2}{\lambda \Delta T}$$

---

3. Hatásfokot kifejező számok:

Prandtl-szám $$\mathrm{Pr} = \frac{\mathrm{Pe}}{\mathrm{Re}} = \frac{\eta c_p}{\lambda} = \frac{\nu}{a}$$

Schmidt-szám $$\mathrm{Sc} = \mathrm{Pr}' = \frac{\mathrm{Pe}'}{\mathrm{Re}} = \frac{\eta c_p}{\lambda} = \frac{\nu}{D}$$

Lewis-szám $$\mathrm{Le} = \frac{\mathrm{Sc}}{\mathrm{Pr}} = \frac{a}{D}$$

5. HIDRODINAMIKAI MŰVELETEK ALAPJAI

Az áramlástani műveleteket leíró összefüggések a hidrodinamikai alaptörvényekre vezethetők vissza. Ez indokolja a már ismert összefüggések átismétlését.

5.1 Viszkozitás

Viszkozitás: a fluidumnak az a tulajdonsága, hogy ellenállást tanúsít részecskék egymás közötti relatív elmozdulása során keletkezett erőhatásokkal szemben.

Közegek nyúlósságát, áramoltathatóságát kétféle viszkozitással jellemezhetjük:

dinamikai viszkozitás: η [Pa·s]
kinematikai viszkozitás ν [m^2/s] $\eta/\rho = \nu$

A dinamikai viszkozitás azt fejezi ki, hogy az áramlást határoló falra a közeg belső súrlódása következtében a fallal párhuzamos érintő irányú erő hat. Ezt az erőt, vagyis az egymás felett **elmozduló rétegek** egyenletes **mozgásához** szükséges **tangenciális erőt** (F) a Newtoni viszkozitás törvény írja le:

$$F = -\eta A \frac{dv}{dx}$$

Ennek egységnyi felületre vonatkoztatott erőt *csúsztatófeszültségnek (*τ) nevezzük:

$$\tau = -\eta \frac{dv}{dx}$$

A dinamikai viszkozitás nyomás- és hőmérsékletfüggő anyagi állandó.

5.2. Folytonosság tétele

A folytonosság tétele az anyagmegmaradás törvényét fogalmazza meg az egyes műveletekre vonatkoztatva, vagyis a tétel kimondja, hogy zárt rendszer esetén a rendszer bármely pontján mért tömegáram állandó:

$$q_{m1} = q_{m2} = q_{m3}$$

A fenti összefüggést a sűrűség a sebesség és az áramlási keresztmetszet segítségével is felírhatjuk:

$$v_1 \cdot A_1 \cdot \rho_1 = v_2 \cdot A_2 \cdot \rho_2$$

összenyomhatatlan fluidumok esetében.: $\rho_1 = \rho_2$
tehát:

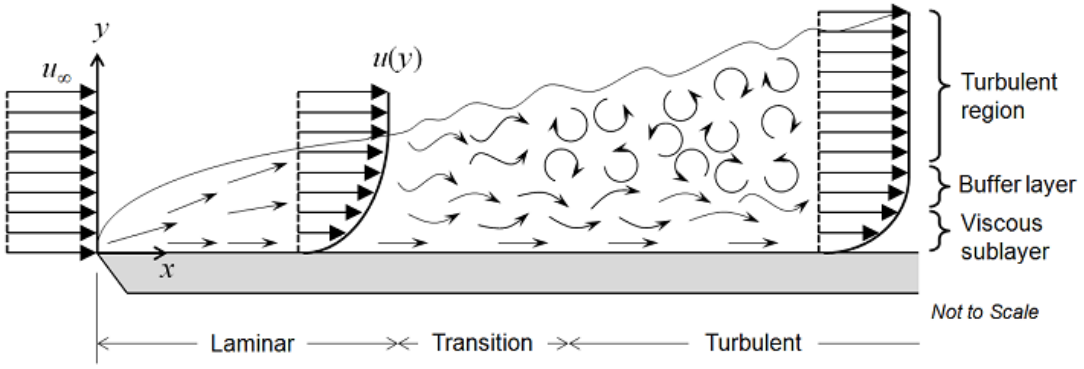
$$v_1 \cdot A_1 = v_2 \cdot A_2$$

vagyis az áramlási sebesség és az áramlási keresztmetszet fordítottan arányos egymással.

5.3. Áramlások jellemzése

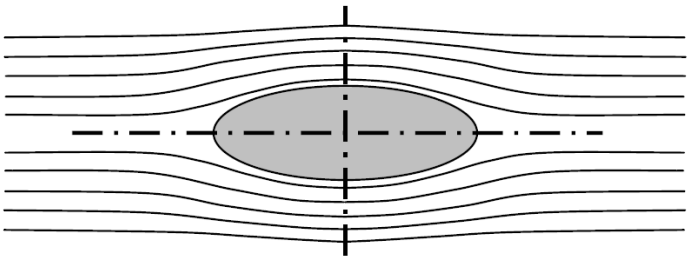
Az áramlások jellemzése a **Reynolds szám** segítségével történik, a Re szám nagyságától függően az alábbi áramlási tartományokat különböztetjük meg:

$2300 > Re$	*lamináris*
$2300 < Re < 10\,000$	*átmeneti*
$10000 < Re$	*turbulens*



5.1 ábra: Áramlási formák jellemzői

5.3.1. Lamináris áramlás



1.2 ábra. Lamináris áramlás áramlási képe

A lamináris áramlás esetében a térfogatáram (q_V) értékét a **Hagen-Poiseuille** egyenlettel számíthatjuk ki:

$$q_V = \frac{\pi}{8}\frac{\Delta p}{\eta l} r^4$$

ebből a nyomásesés értékét kifejezve:

$$\Delta p = \frac{32\eta \cdot l \cdot v}{d^2}$$

és a sebességet kifejezve és a sugár értékét alkalmazva:

$$v = \frac{\Delta p \cdot r^2}{4\eta \cdot l}$$

az átlagos sebesség értéke így:

$$v = \frac{v_{\max}}{2} = \frac{\Delta p \cdot r^2}{8\eta \cdot l}$$

ebből az összefüggésből és a Hagen-Poiseuille összefüggésből is kifejezve a nyomásveszteséget és a két egyenletet egymással egyenlővé téve

$$\Delta p = \lambda \frac{l}{d} \frac{v_{átl}^2}{2} \rho = \frac{v_{átl} 8\eta \cdot l}{r^2}$$

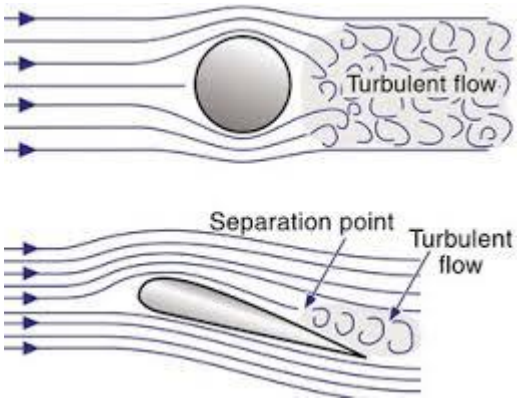
ebből pedig a keresett állandó:

$$\lambda = \frac{d}{l} \frac{v_{átl} 8\eta \cdot l}{v_{átl}^2 \rho \left(\frac{d}{2}\right)^2} 2 = \frac{64}{\frac{v_{átl} d}{\left(\frac{\eta}{\rho}\right)}} = \frac{64}{\mathrm{Re}}$$

Lamináris áramlás esetén tehát a csősúrlódási tényező nem állandó, hanem a Reynolds számmal fordított arányban változik.

5.3.2. Turbulens áramlás

Lényegesen bonyolultabb a helyzet turbulens áramlás esetében, amikor a sebességeloszlás nem ismert, mivel a sebességeloszlás pillanatról pillanatra változik és az átlagsebességek eloszlása nyilván használhatatlan erre a célra.



5.3 ábra: Turbulens áramlási profil

A turbulens áramlásra érvényes összefüggéseket a Bernoulli egyenlet segítségével írhatjuk le. A **Bernoulli egyenlet** az energia megmaradás törvényét fogalmazza meg, vagyis zárt rendszerben az áramló fluidum összes energiatartalma nem változhat meg:

$$h\rho g + p + \frac{v^2 \rho}{2} = állandó \quad [Pa] \qquad\qquad h + \frac{p}{\rho g} p + \frac{v^2}{2g} = állandó \quad [m]$$

Ideális esetben nem tételezünk fel súrlódást. Ez a peremfeltétel a gyakorlati életben csak néhány esetben teljesül, például a tartályból történő kifolyás vagy mérőperem esetében.

Reális folyadékoknál azt, hogy a fluidum részecskék áramlási sebessége különböző, végeredményben a csőfal és a fluidum közt fellépő külső súrlódás okozza. A súrlódó erő ellenében a fluidumnak munkát kell végeznie, ezért a Bernoulli egyenletet ki kell egészíteni a súrlódási veszteséget tartalmazó taggal:

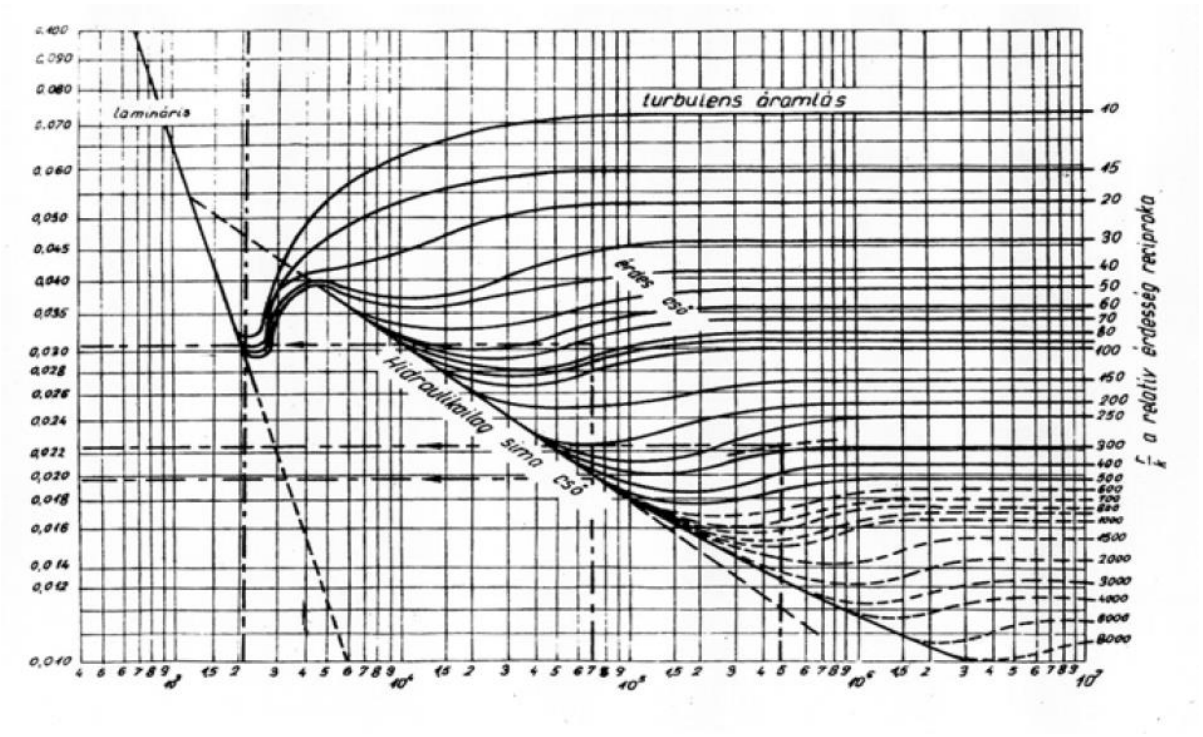
$$h\rho g + p + \frac{v^2\rho}{2} + \Delta p_{súrl} = állandó \quad [Pa]$$

Ha az áramlás vízszintes, állandó keresztmetszetű csőben történik, természetesen nem változhat sem a szint, sem a sebességi energia, a súrlódás ellen végzett munkát tehát a fluidum nyomási energiájából kell fedezni (súrlódási nyomásesés).

5.3.3. Turbulens áramlás súrlódási nyomásesése

Turbulens áramlás esetén a csősurlódási tényező csak kísérleti úton határozható meg. Az 5.4 ábra a csősúrlódási tényező változását mutatja a Reynolds szám függvényében. Az ábrát elemezve a következőket lehet megállapítani a csőúrlódási tényezőnek a turbulens áramlás esetén történő változását illetően.

A csősúrlódási tényező a Reynolds szám növelésével egyre csökken, majd egy bizonyos – a csőfal relatív érdességétől függő – értéknél, kisebb ingadozást követően, állandóvá válik. Minél simább a csőfal (minél nagyobb a relatív érdességet (ε/d) kifejező szám reciproka) annál később válik állandóvá a Reynolds szám.



5.4 ábra:Reynolds szám és a csősúrlási együttható összefüggése

Nyilvánvaló, hogy a turbulens áramlás esetében a Re-szám mellett a relatív érdesség is befolyással van a csősúrlódási tényezőre. A turbulens tartomány három részre bontható. Az első szakaszban csak a Re-szám van hatással a csősúrlódási tényezőre, a másodikban mind a Re szám, mind a relatív érdesség, a harmadikban pedig kizárólag a realtív érdesség. Mindez egyértelműen annak az oka, hogy a csőfal mentén létező határrégeg vastagsága váltoik, éspedig a Re-szám növekedésével egyre csökken. Az első szakaszban a határréteg lényegesen vastagabb a tényleges fizikai érdességnél. A második szakaszban nagyságrendileg megegyezik a kettő, a harmadikban pedig a határréteg már vékonyabb, mint a fizikai érdesség.
A három szakasz közül az elsőt, amikor a csősúrlódási tényezőt csak a Reynolds szám befolyásolja a hidraulikailag sima cső tartományának nevezik. Hidraulikailag érdes csőről beszélünk olyan esetben, amikor a fizikai érdesség is hatással van a csősúrlódási tényezőre.
A turbulens tartományban a csősúrlódási tényező vagy a ….ábrán látható diagram segítségével, vagy a szakirodalomban megtalálható számos, kísérleti úton felállított, különböző Re-szám tartományokban és raltív érdesség esetén érvényes, ún. empirikus összefüggések segítségével határozható meg. Itt most csak egy, igen gyakran használt, viszonylag egyszerű összefüggésről, Blasius által a XX.század elején kidolgozott és emlékére Blasius összefüggésnek nevezett képletről teszünk említést, mely a hidraulikailag sima cső tartományára érvényes, ha Re-szám kisebb, mint 10^5.

$$\lambda = \frac{0{,}3164}{\mathrm{Re}^{0{,}25}}$$

Az ábrán az is megfigyelhető, hogy a turbulens áramlások esetében a csősúrlódási tényező változási tartománya nem túl jelentős, különösen a gyakorlati szempontból legsűrűbben előforduló hidraulikailag simának tekinthető csövek esetében.

Ha ehhez még hozzávesszük azt is, hogy a sebsség ill. állandó térfogatáram esetén az átmérő, sokkal jelentősebb befolyással van a nyomásveszteségre mint a csősúrlódási tényező, akkor létjogosultsága van annak, hogy közelítő jellegű számításoknál a csősúrlódási tényezőt kb. 0,025 értékkel vegyük figyelembe.

A súrlódási nyomásesési tagot dimenzióanalízissel is levezethetjük:
Kijelöljük a függvénykapcsolatot:

$$\Delta p_{súrl} = f\,(l, d, v, \rho, \eta)$$

Hatványfüggvényt feltételezve kijelöljük a függvénykapcsolatot:

$$\Delta p/l = konst \cdot d^x \cdot v^y \cdot \rho^z \cdot \eta^f$$

A paraméterek helyére a dimenzióikat helyettesítjük:

$$M\,L^{-2}\tau^{-2} = \mathrm{konst}\cdot\, L^x\,(L\tau^{-1})^y\,(ML^{-3})^z\,(ML^{-1}\tau^{-1})^f,$$

majd az egyenletben szereplő alapokra nézve kifejezzük a jobb ill. baloldalon szereplő kitevők értékeit:

$$M \rightarrow 1 = z + f$$

$$L \rightarrow -2 = x + y - 3z - f$$

$$\tau \rightarrow \quad -2 = -y - f$$

Négy ismeretlenünk van és három egyenletünk, így feltételezzük, hogy f=f.

$$z = 1 - f \qquad y = 2 - f \qquad x = -f - 1$$

$$\Delta p/l = \text{const} \cdot d^{-1-f}\, v^{2-f}\, \rho^{1-f}\, \eta^{f}$$

rendezve az egyenletet kitevők szerint:

$$\frac{\Delta p}{l} = konst \cdot d^{-1} \cdot v^2 \cdot \rho \left(\frac{d \cdot v \cdot \rho}{\eta} \right)^{-f}$$

$$\Delta p_s = \frac{c}{\mathrm{Re}^f} \frac{l}{d} \frac{v^2 \rho}{2}$$

$$\frac{c}{\mathrm{Re}^f} = \lambda$$

ha $3\ 10^3 < Re < 10^5$ akkor $\lambda = 0{,}3864/Re^{0{,}25}$ (Blasius képlet) (turbulens áramlás)
ha $0 < Re < 3 \cdot 10^3$ akkor $\lambda = 64/Re$ (lamináris áramlás)

5.3.4. Sorba kapcsolt csővezetékek

Egy teljes csővezeték egyenes szakaszokból, különféle csővezetéki elemekből, szerelvényekből épül fel és egyéb berendezések is beépítésre kerülhetnek. Eddig az ezek által okozott nyomásveszteség meghatározásáról nem esett szó.
Ezeknek az összefoglaló néven csővezetéki elemek és más berendezések nyomásvesztését a Hagen-Poiseullie összefüggés mintájára felállított összefüggések szerint határozzák meg. Tehát általánosságban minden olyan csővezetéki elem vagy bármilyen más a fluidum által átjárt berendezés, mely a csővezetékbe beépítésre került a következő összefüggés szerint számítható nyomásveszteséget okoz:

$$\Delta p' = \lambda \frac{v^2}{2} \rho$$

Az összefüggés azt fejezi ki, hogy a nyomásveszteség arányos az áramló közeg tömegegységére eső mozgási energiájával. A ξ a veszteségi tényező méréssel határozató meg kísérleti úton. A veszteségi tényező annál nagyobb, minél nagyobb a mértékű a sebesség nagyságának és/vagy irányának megváltozása. Sokkal nagyobb veszteség keletkezhet olyan esetben, amikor a sebesség hirtelen vagy gyorsan csökken, mint amikor hirtelen vagy gyorsan nő. Ennek oka a leválás nevű jelenség kialakulása. A leválás az áramló közeg és a szilárd test felületének érintkezésénél alakul ki, bizonyos körülmények között. Ha a geometriai viszonyok következtében a felület mentén az áramlás irányában a sebesség csökken és ezzel párhuzamosan a nyomás nő, akkor a határréteg megvastagodik és az áramlás irányában növekvő nyomás hatására a felület mentén visszaáramlás indulhat meg, a rendezett áramlás leválik a felületről, örvény képződik.
Ha a nyomásváltozás összefüggését vizsgáljuk, látható, hogy a csőátmérő igen nagymértékben befolyásolja a nyomásesést. Ezért a csővezetékek átmérőjének megválasztása

igen fontos. A túlzott átmérő a beruházási költségeket, a kicsi a szivattyúzási költségeket növeli.

A csővezetékeknél nemcsak a súrlódási nyomásesés számít veszteségnek, hanem mindaz, ami a csővezetékben a sztatikus nyomást az áramlás folyamán csökkenti. Tehát tartályból történő szállítás esetén, a sebességi energiatag is veszteségként jelentkezik:

$$\Delta h_{össz} = \Delta h_{pot} + \Delta h_{veszt}$$

$$\Delta h_{össz} = (\Delta h_{mag} + \Delta h_{nyom}) + (\Delta h_{seb} + \Delta h_{súrl})$$

$$\Delta h_{šssz} = h + \frac{p}{g\rho} + \frac{v^2}{2g} + \lambda \frac{l}{d} \frac{v^2}{2g}$$

$$\Delta h_{össz} = \Delta h_{veszt} = \Delta h_{seb} + \Delta h_{súrl}$$

$$\Delta h_{súrl.} = \lambda \frac{l_{šssz}}{d} \frac{\left(\frac{q_v}{\frac{d^2\pi}{4}} \right)^2}{2g} = \lambda \frac{l_{össz.}}{d^5} \frac{8}{\pi^2 g} q_V^2 = \varphi q_V^2$$

Sorba kapcsolt csővezetékek esetén:

$$\varphi = \frac{8\lambda}{\pi^2 g} \left(\frac{l_{össz1}}{d_1^5} + \frac{l_{össz2}}{d_2^5} + ... + \frac{l_{összn}}{d_n^5} \right)$$

$$\Delta h_{seb.} = \frac{v^2}{2g} = \frac{\left(\frac{q_v}{\frac{d^2\pi}{4}} \right)^2}{2g} = \frac{1}{d^4} \frac{8}{\pi^2 g} q_V^2 = \Psi q_V^2$$

Sorba kapcsolt csővezetékek esetén az előzőeknek megfelelően:

$$\Psi = \frac{8}{\pi^2 g} \left(\frac{1}{d_1^4} + \frac{1}{d_2^4} + ... + \frac{1}{d_n^4} \right)$$

Ezek alapján a berendezésünkben található különböző idomok és szelvények által okozott áramlási veszteség és a térfogatáram közötti összefüggés:

$$\Delta h_{össz} = \Delta h_{veszt} = \varphi\, q_v^2 + \Psi\, q_v^2 = (\varphi + \Psi) q_v^2$$

$$q_V = \sqrt{\frac{\Delta h_{šssz}}{\Psi + \varphi}}\,.$$

6. NEM-NEWTONI KÖZEGEK

A Newtoni folyadékok esetében (6.1. ábra) lineáris összefüggés van a csúsztató feszültség (τ - nyíróerő) és a sebesség gradiens, más néven a nyírósebesség (dv/dx) között. Az egyenes meredeksége pedig a dinamikai viszkozitással (η) egyenlő. A Newtoni folyadékok mozgását tehát az alábbi összefüggéssel írhatjuk le:

$$\tau = -\eta \frac{dv}{dx}$$

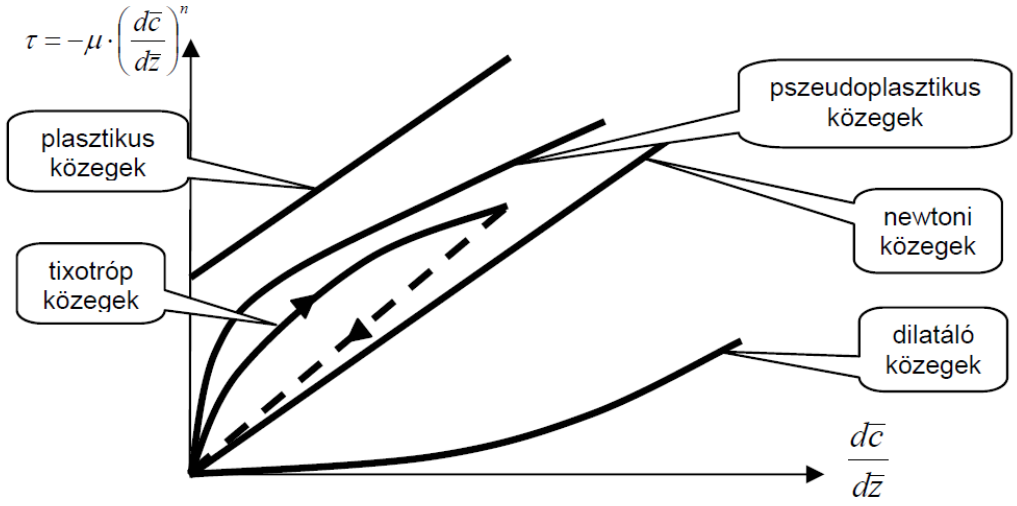
A biológiai folyadékok többségénél ettől eltérő összefüggést tapasztalunk a csúsztató feszültség és a sebesség gradiens között. Ezek az anyagok a nem-Newtoni, azaz az anomális folyadékok csoportjába tartoznak.

Az Ostwald féle hatványfüggvény segítségével tudjuk a legáltalánosabb alakban felírni a folyadékok mozgását, és ennek segítségével számos reológiai modell kifejezhető:

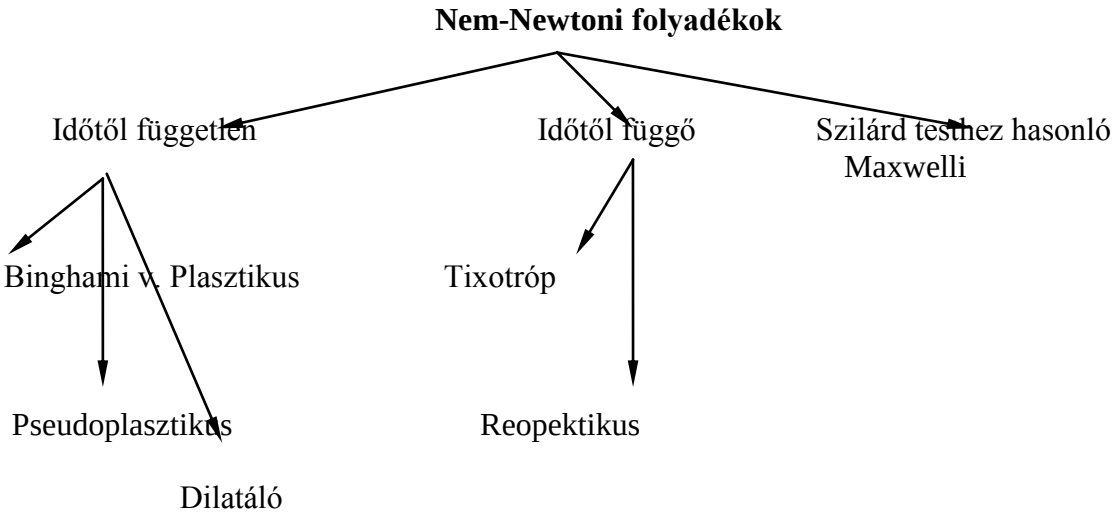
$$\tau = -K\left(\frac{dv}{dx}\right)^n$$

ahol *K* a konzisztencia koefficiens, és *n* az áramlási viselkedést meghatározó, úgynevezett folyás index. A *K* konzisztencia tényező az anyag tulajdonságairól ad felvilágosítást, az n folyás index pedig a Newtoni folyadékoktól való eltérés mértékét mutatja meg.

Ha **n értéke kisebb, mint 1** a látszólagos viszkozitás csökken a sebesség gradiens növekedésével. Az ilyen folyadékokat **pseudo-plasztikus** anomalis folyadékoknak (nyírásra vékonyodó) nevezzük.
Amennyiben **n értéke egynél nagyobb**, akkor a fluidumot nyírásra vastagodónak, vagy **dilatáló** anomális folyadéknak nevezzük.
A konzisztencia koefficiens mértékegysége; Pas^n, nem tévesztendő össze a látszólagos viszkozitással!



6.1 ábra: Folyásgörbék



6.2. ábra: Nem-Newtoni folyadékok felosztása

6.1. Binghami v. Plasztikus anomális folyadékok

A plasztikus anomális folyadékok nagyon elterjedtek az élelmiszeriparban. Közös jellemzőjük, hogy egy τ_0 kezdeti csúsztatófeszültség - áramoltató erő - kell az áramlás megindításához, ezt követően a Newtoni folyadékokkal analóg módon viselkednek.
Feltételezhető, hogy ezen erő hatására megbomlik az addig tartós folyadékszerkezet, nagyobb τ hatására Newtoni folyadékszerkezetet vesz fel.

$$\tau = -\eta_p \frac{dv}{dx} + \tau_0$$

η_p plasztikus viszkozitás

Jellemző plasztikus folyadékok:

- paszták, pépek, vörösáruk
- zagyok
- tortakrém
- csokoládémassza
- túró
- margarin
- sajt
- fogkrém, folyékony szappan

6.2. Pseudoplasztikus anomális folyadékok

Már kis csúsztatófeszültség hatására áramlanak, folynak, de a csúsztató feszültség és a sebességgradiens aránya függ a dv/dx nagyságától, változik tehát ez az arány , és nem állandó, mint azt a Newtoni folyadékoknál tapasztalhattuk
Ez az arány az η_l - látszólagos viszkozitás - a dv/dx növekedésével csökken, a folyásgörbe egyenesbe megy át.
Oswald féle összefüggés:

$$\tau = k\left(\frac{dv}{dx}\right)^n \quad 0< \text{ n } < 1$$

Élelmiszeriparban előforduló pszeudoplasztikus anomális folyadékok:

- paradicsompüré
- majonéz
- gyümölcsvelők
- cukoroldat

Nyugalmi helyzetben a részecskék kaotikus elrendezésűek, növekvő nyíróerők viszont e részecskék egyre nagyobb orientáltságát váltják ki a folyás irányába. A deformáció sebességének növelésekor a részecskék közötti kölcsönhatás is gyengül.
(Nagy sebességnél a hosszú láncok beállnak egyenes irányba, rendeződnek, párhuzamosan helyezkednek el, kisebb csúsztató feszültség elég az áramláshoz.)

6.3. Dilatáló anomális folyadékok

A dilatáló anomális folyadékoknál a pszeudoplasztiks folyadékoknál tapasztaltakkal ellentétben a sebességgradiens (dv/dx) növekedésével a látszólagos viszkozitás is nő:

$$\tau = k\left(\frac{dv}{dx}\right)^n \quad 1 < \text{n}$$

A dilatáló anomális folyadékok viszonylag ritkán fordulnak elő a gyakorlatban, főként a nagy mennyiségű szuszpendált részecskét tartalmazó szuszpenziók sorolhatók ide:

- nagy konc. szuszpenziók
- keményítő szörp
- gumiarábicum
- kristályosított cukor az anyalúgban
- kondenzált tej

Viselkedésük feltételezett magyarázata, az , hogy nagy sebességnél már kevés a folyadék ami a szilárd részeket befedi, nő a súrlódás, nő a látszólagos viszkozitás, nagyobb csúsztatófeszültség kell az áramoltatáshoz. Nagy nyírófeszültségnél a viszkozitás végtelen nagy lehet, ami az anyag töréséhez is vezethet.

Table 1. Rheological Correlations for Biological Cultures

Microorganism	Rheological model	Variation of theological parameters[a]
A. niger (dispersed mycelia)	Power law	$K = 0.308X^{3.15}d_p^{0.229}$ $n = 0.559X^{-0.058}d_p^{-0.082}$
A. niger (dispersed mycelia)	Power law	$K = 4.3 \times 10^{-4}X^{3.3}$
	Bingham	$\tau_0 = 0.02X^{2.3}$
	Casson	$K_c = 0.048\,X^{0.26}$ $\tau_0 = 2.5 \times 10^{-3}X^{3}$
A. niger (dispersed mycelia)	Power law	$K = -0.56 + 1.8 \times 10^{-3}RX^{1.7}$ for continuous culture and $K = 0.38 + 4.8 \times 10^{-5}RX^{2.9}$ for fed-batch culture
A. niger (dispersed mycelia)	Power law for early stage ($x < 4$ g/L), casson for later stage	–
A. niger (dispersed mycelia)	Herschel–Bulkley	$\tau_0 = 4.2 \times 10^{-6} \times X^{2.6}L_{hgu}^{0.65}$ $\tau_0 = 4.8 \times 10^{-7}X^{2.5}R^{3.2}$
A. awamori	Power law	$K = 6.9 \times 10^{-5}X^{3.96}$
P chrysogenum (dispersed mycelia)	Casson	$\tau_0 aX^{2.5}$ $K_c = 1.4 \times 10^{-3}X^{1}L_{hgu}^{0.6}$
P. chrysogenum (dispersed mycelia)	Power law	$K = 3.6 \times 10^{-3}X^{2.5}$
	Bingham	$\tau_0 = 0.043X^{2.1}$ $\mu_p = 2.2 \times 10^{-3}X^{0.78}$
	Casson	$\tau_0 = 8.3 \times 10^{-3}X^{2.5}$ $K_c = 0.047X^{0.19}$
P. chrysogenum (dispersed mycelia)	Herschel–Bulkley	$K = aX^{2.8}R^{0.7}\mathrm{Com}^{1.2}$ $1 - n = bX^{0.7}R^{0.6}\mathrm{Com}^{0.9}$ $\tau_0 = cX^{3.2}R^{0.6}\mathrm{Com}^{1.5}$
	Casson	$\tau_0 = eX^{2.9}R^{0.6}\mathrm{Com}^{1.0}$ $\mathrm{K_c} = fX^{1.2}R^{0.1}\mathrm{Com}^{1.0}$

6.3 ábra: Mikroorganizmus tenyészetek reológiai modelljei

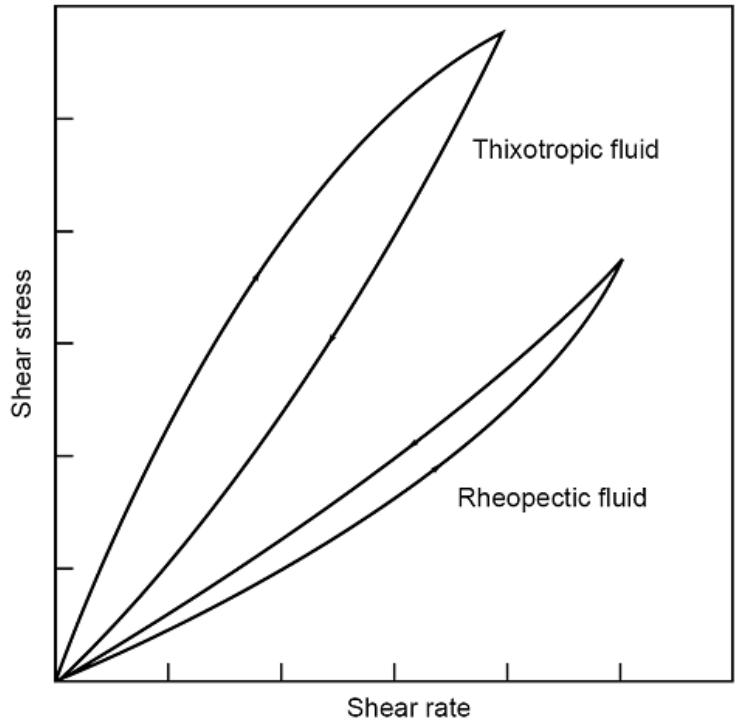
6.4. Instacioner v. Időtől függő anomális folyadékok

Az időtől függő anomális folyadékoknál az erőbehatás idejével arányosan változik a konzisztencia, áramoltathatóság. Két nagy csoportot különböztethetünk meg, a tixotróp és a rheopektikus nem-Newtoni folyadékok csoportját.

Tixotróp folyadékok

Tixotrop fluidumok: a legfontosabb időfüggő newtoni folyadék a tixotrop folyadék. A látszólagos viszkozitás s itt már nemcsak a sebesség gradienstől, hanem a nyírás idejétől is

függ. A tixotrop folyadékok esetében az állandó nyírófeszültség ideje alatt a folyadék szerkezete felbomlik és a folyékonyság nő. A feszültség megszűnése után azonban a folyadékszerkezet fokozatosan helyreáll és a folyás megszűnik. Ide tartoznak: sok festékfajta, a kefir és a tejtermékek.
Mechanikai igénybevétel/áramoltatás hatására, (idő előrehaladtával) a konzisztencia, a látszólagos viszkozitás csökken, a szerkezet felbomlik és a folyékonyság nő, nyugalmi állapotban pedig visszaalakul az eredeti állapot.



6.4. ábra: Hiszterézis jelensége reopektikus és tixotróp folyadékoknál

Ugyanez az oka a hiszterézisnek is, vagyis a már szétroncsolt, nagy sebességgel áramoltatott anyagnál kisebb csúsztatófeszültség is elég az áramlás fenntartásához.
Jellemző előfordulás:

- aludttej, kefir, vaj
- zselék
- ketchup
- festékek
- szol-gel rendszerek
- tört kakaó
- praliné masszák

Rheopektikus folyadékok

Hiszterézis jelensége itt is tapasztalható, valamint az áramlási idő előre haladtával az áramoltathatóság csökken.

- habok

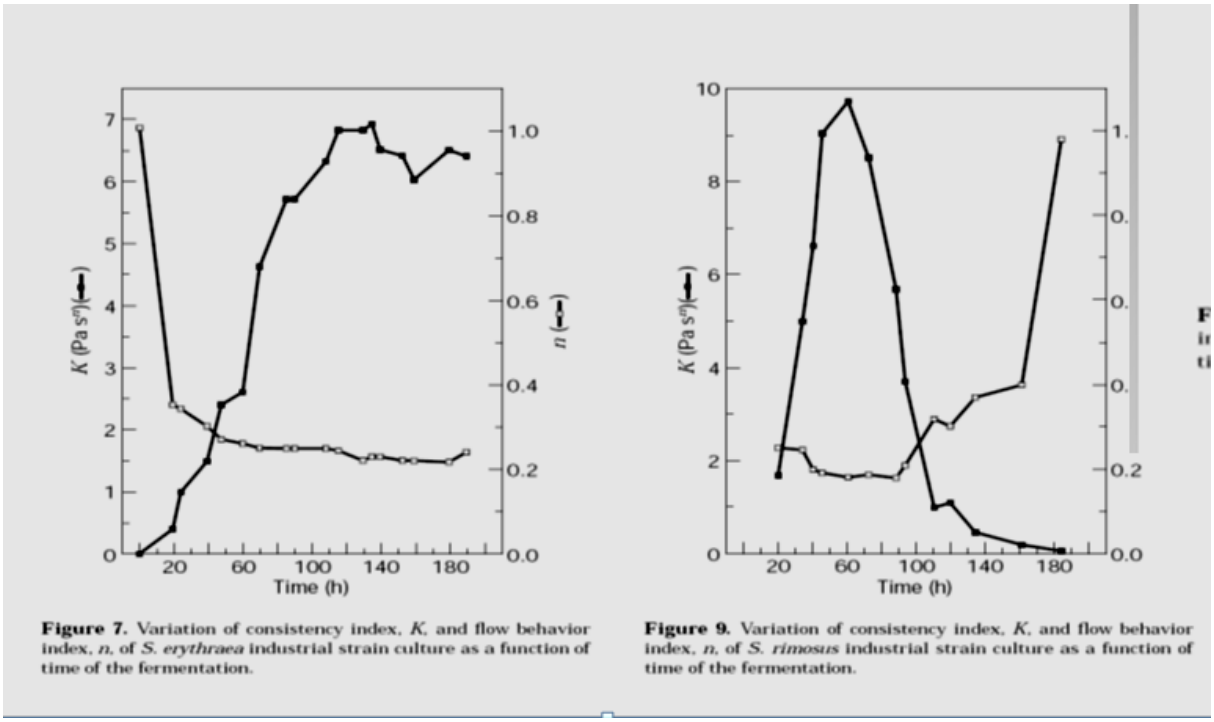


Figure 7. Variation of consistency index, *K*, and flow behavior index, *n*, of *S. erythraea* industrial strain culture as a function of time of the fermentation.

Figure 9. Variation of consistency index, *K*, and flow behavior index, *n*, of *S. rimosus* industrial strain culture as a function of time of the fermentation.

6.5 ábra: A konzisztencia és a folyásindex változása a ferementáció idejének függvényében

6.5. Szilárd testhez hasonló, Maxwelli, Viszkoelasztikus

Maxwelli fluidumok: ebbe a csoportba tartoznak a rugalmas folyadékok, amelyek nyírófeszültség hatására folynak, de a feszültség megszűnése után részben felveszik a szilárd test alakját. Ilyenek többek között a műgyanták, bitumenek és a tészták.
Rugalmas és viszkózus tulajdonságokkal egyaránt rendelkező szerkezetek:

- tészták
- desszert masszák

Ennél a csoportnál a reológiai törvényszerűségek nem írhatók le egyszerűen a nyírófeszültség és a sebesség gradiens közötti összefüggésként, hanem ezek idő szerinti deriváltjait is figyelembe kell venni.
Jellemző közös tulajdonságuk a **Wiesenberg effektus**: viszkoelasztikus anyagok részlegesen merített forgó tengelyen felfelé kúsznak.

6.6. Nem-Newtoni folyadékok áramoltatása

A különböző gépekben (reaktorok, szűrők, sajtolók, keverők, csővezetékek) végbemenő folyamatok műszaki számítása a sebesség, a nyomás, az anyag reológiai tulajdonságai valamint a berendezés geometriai méretei közötti összefüggések ismeretén alapulnak.
Mivel az anomális folyadékok áramoltathatósága típusuktól függően eltér a Newtoni folyadékokétól, ezért a reális folyadékoknál megismert összefüggések is módosításra szorulnak.

6.6.1. Binghami v. plasztikus anomális folyadékok:

A Newtoni folyadékok számolóképletével megegyező módon számítható a Binghami folyadékok szállítása, de a τ_0 miatt egy új dimenzió nélküli kifejezést, a **Hedström számot** is figyelembe kell venni:

$$He = \frac{\tau_0 d^2 \rho}{\eta_p^2}$$

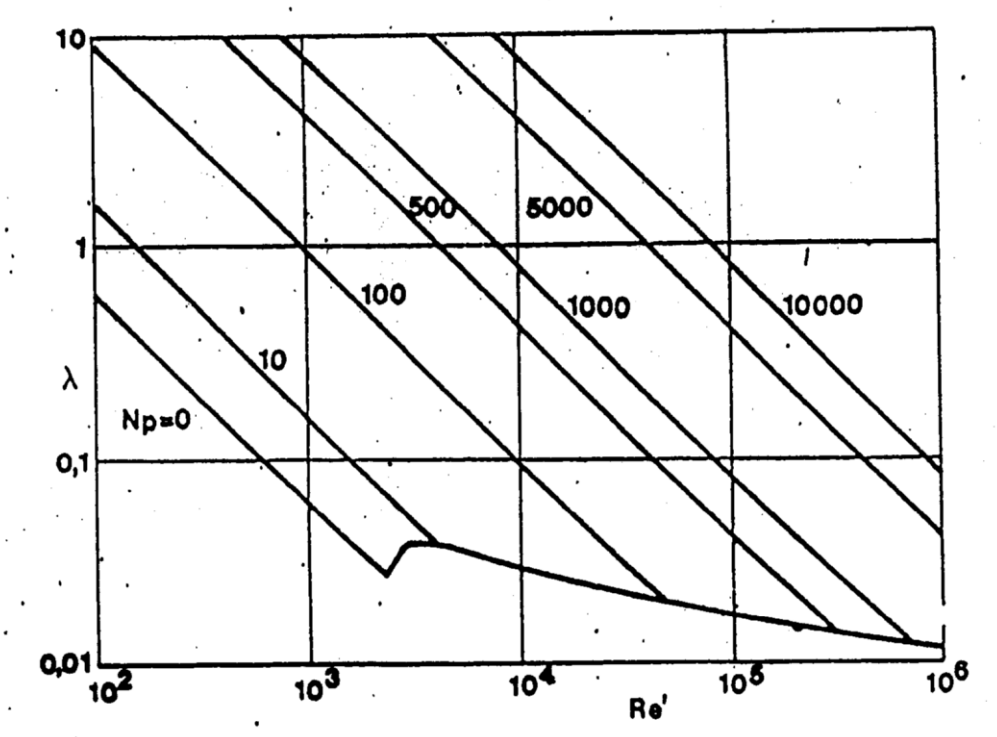
A binghami testek áramlására tehát a Re és a He szám közösen jellemző. Ez a közös jellemző dimenzió nélküli kifejezés, a **Plaszticitási szám N_p.**

$$Np = \frac{He}{\mathrm{Re}} = \frac{\tau_0 d^2 \rho}{\eta_p^2} \frac{\eta_p}{dv\rho} = \frac{\tau_0 d}{\eta_p v}$$

A súrlódási nyomásesés plasztikus anomális folyadékok esetében is az ismert összefüggéssel számolható:

$$\Delta p_s = \lambda \frac{l}{d} \frac{v^2 \rho}{2}$$

ám λ értékét egy, a Np számot is figyelembe vevő nomogramról kell meghatározni.



6.6 ábra: Plasztikus folyadékok súrlódási együtthatója a Reynolds szám függvényében

6.6.2. Pszeudoplasztikus és dilatáló anomális folyadékok:

Mivel a struktúrviszkozus anomális folyadékokra egyaránt jellemző, hogy k és n közösen jellemzik a folyékonyságot, ezért:

$$\Delta p = \frac{64}{\mathrm{Re}} \frac{l}{d} \frac{v^2 \rho}{2}$$

$$\mathrm{Re}_m = \frac{d^n v^{2-n} \rho}{\frac{k}{8}\left(\frac{6n+2}{n}\right)^n}$$

Főbb megkötések: összenyomhatatlan, időtől független anomális közegeknek tekintjük őket, a falnál zérus áramlási sebességet feltételezünk, csak lamináris áramlást vizsgálunk.

6.6.3. Instacioner anomális folyadékoknál:

A számolás megegyezik a struktúrviszkózus folyadékoknál tárgyaltakkal, ha már instacionerré tettük az áramlást
A szivattyúnál sokkal nagyobb a kezdeti energia-felvétel, ezért nagy indítási teljesítmény kell.

7. HATÁRRÉTEG SZEREPE, FILMELMÉLET

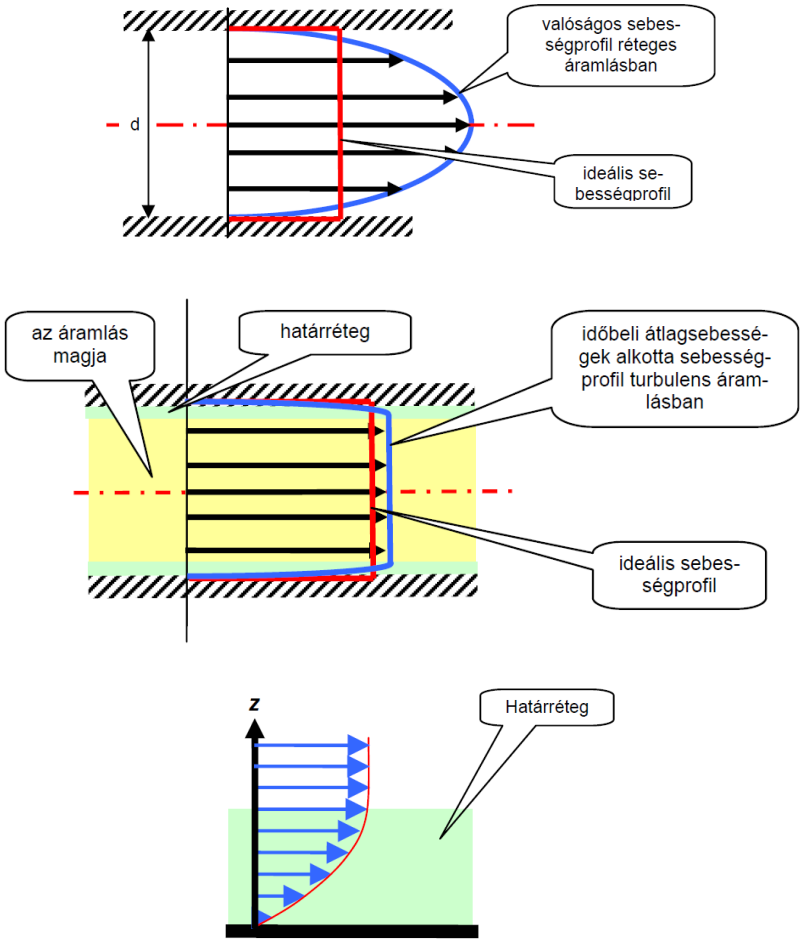
A transzportfolyamatok intenzitását a leglassabban lejátszódó folyamatrész, a legnagyobb ellenállás határozza meg elsősorban.

A legnagyobb ellenállás az esetek túlnyomó többségében egybeesik a fázishatárok találkozásával, a fázishatárok átlépésével. Ezen belül is a szilárd fázis, annak határa mentén kialakuló réteg (határréteg) jelenti a legnagyobb gátat, ellenállást.

Ha végiggondolunk néhány műveletet, belátjuk állításunk helyességét. Pl.: csővezetékben történő áramlás, szárítás, hőátadás, kondenzáció.
Ezért érthető, hogy a szakirodalmak túlnyomó többsége külön fejezetet szentel a határréteg elméletnek. Ez a határrétegek kialakulásával, jellemzésével, és ami a legfontosabb, lehetséges megváltoztatásával foglalkozik.

Az egyik leggyakoribb határréteg a szilárd felületek mentén kialakuló folyadékréteg, a folyadékfilm: bepárlókban, hőcserélőkben, filmbepárlókban kialakuló (kondenz)film réteg.

Lamináris áramlás esetén az áramló rétegek sebességprofilja jól leírható a Hagen Poiseuille egyenlettel



7.1 ábra: Lamináris és turbulens áramlási kép

Turbulens áramlásnál az átlagsebesség értéke a sebesség növelésével közeledik a maximális sebességhez.

A sebességprofil algebrai leírására számos próbálkozás történt turbulens áramlás esetén is. Ezek közül az egyik legismertebb **NIKURADZE** (1932) közelítő képlete:

$$\frac{v}{v_{\max}} = \left(\frac{y}{r}\right)^{\frac{1}{n}} \qquad n = 6 - 10$$

Ahol *r* a csővezeték sugara és *y* vizsgált réteg faltól mért távolsága. Ez az összefüggés a csőfal közelében és a cső középvonalában nem ad a kísérleti értékekkel egyező eredményt.

PRANDTL feltételezte, hogy a csőfal közelében az áramlás lamináris, amit mérések is igazoltak. A fal mellett tehát a sebességprofil parabolikus, majd a faltól távolodva elfogadta Nikuradze közelítését

A ***filmelmélet*** a bonyolult turbulens sebességprofilt helyettesíti, vele hatásában megegyező mechanizmusú áramlással számol: a fal mellett tiszta lamináris áramlás van, amit pontosan tudunk számolni és feltételezzük, hogy a lamináris filmtől a cső közepéig nincs sebesség gradiens, itt végtelen nagy a turbulencia. Ez a **δ film** egyenértékű filmvastagság definíciója.
A filmvastagság közelítő számítására az alábbi összefüggés használható:

$$\frac{\delta_{film}}{d} = \frac{8}{\lambda \,\mathrm{Re}}$$

A Re-szám növelésével, a sebesség növelésével, a relatív filmvastagság csökken, vagyis a turbulencia növelése csökkenti a hő- vagy anyagátadással szembeni nagy ellenállást jelentő határréteg/film vastagságát.

8. SZEMCSÉS HALMAZOK

A műveleteket túlnyomó többségét különböző, fluidumban áramló, szemcsés halmazokkal végezzük, így elkerülhetetlen a szemcsés halmazok jellemzése:

8.1 Szemcsés halmazok jellemzői

A szemcsés halmazt alkotó részecskék lehetnek: *izometrikusak*, ha a tér mindhárom irányába azonos kiterjedésűek (borsó), és *anizometrikusk* (kukorica*),* ha ez a feltétel nem áll fenn.

Maguk a halmazok pedig lehetnek: *homodiszperzek,* ha egyforma részecskék alkotják a halmazt, és *heterodiszperzek,* ha különböző részecskék találhatók a halamazon belül.

A halmazba jelenlévő részecskék szemcse méretét, homodiszperz, izometrikus halmazok esetén méréssel határozhatjuk meg. míg anizometrikus részecskék esetén azok egyenértékű gömbátmérőt (d_e) kell meghatározni:

$$d_e = \sqrt[3]{\frac{6m}{(n)\pi\rho}}$$

Heterodiszperz rendszereknél szitaanalízist kell végezni. Az analízis eredményéből számítható a halmazra jellemző átlagos szemcseméret ($d_e = d_{köz}$)
A szitaanalízis a heterodiszperz rendszerek vizsgálati módszere, lényege, a halmazok szitasorozat segítségével történő, homodiszperz, vagy közel homodiszperz frakciókra történő bontása.
Az élelmiszeriparban található polidiszperz szemcsés halmazokból homodiszperz frakciókat nyerhetünk a szitálás műveletével. Ehhez több, különböző csomószámú (lyukátmérőjű) szitából álló szabványos szitasorozatot alkalmazunk.
A szitákat az 1 cm^2 -en levő csomószámmal jellemzik és az un. Din számmal jelölik.

A d_1, d_2 stb. mérettel jellemzett frakciók tömegéből m_1, m_2 stb. súlyozott átlagot számítunk, és ez adja meg a halmazra jellemző, átlagos szemcse méretet:

$$d_{ksz} = \frac{m_1 d_1 + m_2 d_{2.} + ... + m_n d_n}{\sum m}$$

A halmazt jellemezhetjük még:
Fajlagos jellemzők: egységnyi tömegre vonatkoztatott mennyiségek
$A_{fajl.}$: fajlagos felület, a felületen realizálódik minden cselekmény, adódik át az anyag és a hő, impulzus, súrlódás.

Térfogattömeg: egységnyi tejfogatú szemcsék tömege
szemcseméret, nedvesség, érettség gabonánál

Porozitás: (ε) A rendszer, a halmaz tömörségét, kompaktságát fejezi ki.

$$\varepsilon = \frac{V_{\acute{z}}}{V_{š}} = \frac{V_{š} - V_r}{V_{š}}$$

Szfericitás: (Ψ) A gömbalaktól való eltérés mértéke:

$$\Psi = \frac{A_{gömb}}{A_{részecske}}$$

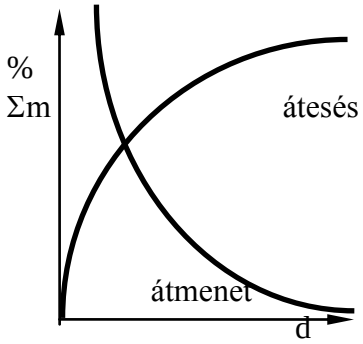
8.2 Szitaanalízis

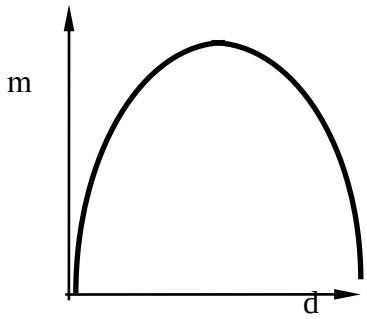
A szitálás vagy szitaanalízis a szemcsézet meghatározásának legelterjedtebb módszere. A szitálással elválasztható szemcsenagyság 5 μm Az eljárás tulajdonképpen abból áll, hogy a pontosan lemért szemcsés anyagot ismert nyílású szitára helyezik és rázással, kopogatással, vagy levegővel való fúvatással az anyagot két részre osztják: felül az **átmenet** (R), alul az **átesés** (D) gyűlik össze.

Több szitán át folytatott művelettel a halmazt frakciókra lehet bontani. A szitáláshoz pontosan hitelesített szabványszitákat használunk. A frakcióknak megfelelően megválasztott szitákat egymás fölé helyezik. Felül van a fedővel lezárt legdurvább, és alul pedig a zárt gyűjtő edényre helyezett, legfinomabb szita. A szitálást úgy végzik, hogy az egész szitasort egy rázóasztalra helyezik és bizonyos ideig mozgásban tartva, a szitafelület és az anyag között a relatív elmozdulás következtében a finomabb szemcsék áthullanak, és a nagyobbak fennmaradnak.
Teljes szétválasztást elérni nem is nagyon lehet, bármilyen hosszú ideig is tart a szitálás, mivel a súrlódási törvények, morzsolódás stb. finom szemcsék újabb keletkezését előidézheti.
Nyilvánvalóan a finom porok szitálása jelenti a legnagyobb gondot. Ilyen esetben mind a gépi, mind a kézi szitáláshoz segédeszközöket is használnak. Ilyenek a 10 mm átmérőjű achát és 20 mm átmérőjű gumigolyók, amelyek a csomósodásokat szétbontják.

A gyakorlatban használt rázógépek igen sok fajtája van forgalomban. A közönséges sík laboratóriumi rázógéptől kezdve a legkomplikáltabb nem csak sík, de függőleges mozgással, sőt körmozgással működő sziták is készülnek. A szitát mechanikus meghajtással vagy pedig forgó gerjesztő súllyal mozgatják.

A szitaanalízissel nyert frakciók méretének és mennyiségének ismeretében megrajzolható a kummulativ (Σm% = f(x))és a frakciódiagram (m = f(x))
A **kummulatív diagram** megrajzolásánál a halmaz össz. tömegét tekintsük 100 % -nak, ehhez viszonyítsuk az egyes frakciók mennyiségét.
A **frakció diagramnál** az egyes frakciók tömegét ábrázoljuk a méretük függvényében.
Kummulatív diagram: azt mutatja meg, hogy egy bizonyos méretnél nagyobb, vagy kisebb méretű részecskék hány %-át alkotják a halmaznak.





8.1 ábra Kummulatív diagram 8. ábra: Frakció diagram

Frakció diagram: azt mutatja meg, hogy egy bizonyos méretből hány %, vagy mekkora mennyiség van jelen a halmazban.

Rosin Ramler Benett -f. nomogram (RRB nomogram, lsd. melléklet)

A szitaanalízis adataiból a nomogram segítségével meghatározhatjuk a halmazra jellemző átlagos szemcse-méretet ($x = d_k$), az egyenletességi tényezőt (n), a fajlagos felületet (A_f).

Ismert ugyanis a fent említett kutatók által felállított összefüggés, miszerint adott x méretű frakcióhoz tartozó kummulatív % (R%) mennyisége kiszámítható:

$$R\% = 100e^{-\left(\frac{x}{\bar{x}}\right)^n}$$ ha x = $\bar{x}$ vagyis d = $d_{köz}$

$$R\,(\%) = 100\,e^{-1} = 36{,}8$$

Egy malom elszívó rendszerének porkamrájából származó halmazról tudjuk, hogy a halmaz jellemző, átlagos szemcseméretе 30 μm és az egyenletességi tényezője: 1,2. Az R.R.B. nomogram segítségével határozzuk meg a halmaz fajlagos felületét, ha a halmazt alkotó részecskék szfericitása (Ψ) 0,7 és a halmaz medián szemcseméretét.

Az n = 1,2 és a póluspont összekötésével nyert egyenes segítségével leolvashatjuk a fajlagos felület és a áltagos szemcseméret szorzatát, amely értékből a szfericitás ismeretében A_f kiszámítható:

$$A_f = \frac{A_f \bar{x}}{\bar{x}\,\Psi} = \frac{22}{0{,}03 \cdot 0{,}7} = 10476\,\frac{cm^2}{g}$$

A megrajzolt egyenest párhuzamosan eltoljuk az x = 30 μm-es pontba és a párhuzamos egyenes, valamint a R% = 50 egyenesek metszéspontjában leolvassuk x, vagyis a medián (átlagos) szemcseméretet: $x_{medián}$= 21 μm.

9. HŐTANI ALAPFOGALMAK

A hőátmenet a különböző hőmérsékletű testek közötti energia átmenet, hőenergia formájában. Az ezen alapuló kalorikus műveletek **hajtóereje** a magasabb és az alacsonyabb hőmérsékletű test közötti **hőmérséklet különbség**, amelynek hatására a magasabb hőmérsékletű test - a termodinamika második fő tételének értelmében - átadja hőjének egy részét az alacsonyabb hőmérsékletű testnek. A hőátmenet folyamatában résztvevő testeket hőhordozóknak nevezzük.

A hőenergia, **hőmennyiség** értékét **Q**-val jelöljük és mértékegysége: J (Joule). Az egységnyi idő alatt átszármaztatott hőmennyiséget **hőáram**nak nevezzük (Φ), mértékegysége: $\frac{J}{s} = W$ (watt), az egységnyi idő és egységnyi felületen átáramló hőmennyiség a **hőáramsűrűség** (φ), mértékegysége: $\frac{\frac{J}{s}}{m^2} = \frac{W}{m^2}$

A hőátmenet három alapvető formája ismert.

* hővezetés (kondukció),
* hőáramlás (konvekció),
* hősugárzás (radiáció).

Hővezetés során a test egymással közvetlenül érintkező elemi részecskéi hőmozgásuk következtében adják egymásnak a hőt. Itt csak helyzetváltoztató mozgás van. A szilárd testekben a hő hővezetés útján terjed.

Hőáramlás során a hő a fluidum makroszkópikus részeinek áramlása, helyváltoztató mozgása következtében terjed. Megkülönböztetünk természetes, vagy **szabad konvekció**t - amikor a közeg mozgását a különböző hőmérsékletű helyek között kialakuló sűrűségkülönbség hozza létre. **Kényszerkonvekció** esetében a fluidumot külső behatással kényszerítjük mozgásra.

Hősugárzás során a hő a sugárzó test molekuláinak vagy atomjainak hőmozgása következtében kibocsátott különböző hullámhosszú elektromágneses rezgések formájában terjed.

A valóságban a hőátmenet egyes formái külön-külön ritkán fordulnak elő, a folyamatok többnyire egyidejűleg mennek végbe. A szilárd faltól a fluidum felé irányuló, vagy az ellenkező irányú hőátmenet a hőátadás.

Bonyolultabb a hőátmenet akkor, ha a melegebb és a hidegebb közeget fal választja el egymástól. Az ilyen folyamatot nevezzük hőátbocsátásnak.

A hőátmenet törvényei képezik a kalorikus műveletek

- fűtés, melegítés,
- sterilezés, pasztőrözés
- kondenzálás, forralás,
- hűtés, fagyasztás,
- bepárlás

Ha a folyamatos üzemi készülék különböző pontjaiban a hőmérséklet az idő függvényében nem változik a műveletet időben állandósult állapotúnak, **stacioner**ek nevezzük. A szakaszos készülékekben a hőmérséklet az idő függvényében változik (a készülék felfűtése és lehűtése), ezekben nem állandósult állapotú, azaz **instacioner** hőátmenet megy végbe. A kezelendő anyagra vonatkozóan a hőátmenet általában időben változó, instacioner.

9.1 Hővezetés

Hővezetés, a definíciójából adódóan csak szilárd halmazállapotú anyagok esetében valósítható meg. A hőáram stacioner állapotban Fourier I. instacioner állapotban Fourier II. tövényével irható le.

Fourier I. törvénye:

$$\Phi = \frac{\Delta t}{\sum_{i=1}^{i=n} \frac{\delta}{\lambda_n}}$$

Δt - a fal két oldalán mért hőmérséklet különbség [K]
δ - a fal rétegvastagsége [m]
λ - a fal hővezetési tényezője [$Wm^{-1}K^{-1}$]
n - a falat alkotó rétegek száma

Fourier II. törvénye:

$$\frac{dt}{d\tau} = a\nabla^2 t$$

Fourier II. törvényének, az abban szereplő Laplace operátor (∇), a hőmérséket egyidejű térbeli elosztásának megváltozását figyelembe vevő tag, miatt a numerikus megoldás nehézkes. Kísérleti méréseken alapuló függvénykapcsolat és nomogram-rendszer segítségével azonban a probléma közelítő megoldása a mérnöki gyakorlatban elfogadott hibahatárokon belül kiszámítható.

9.1.1 Állandósult állapotú hővezetés szilárd anyagokban

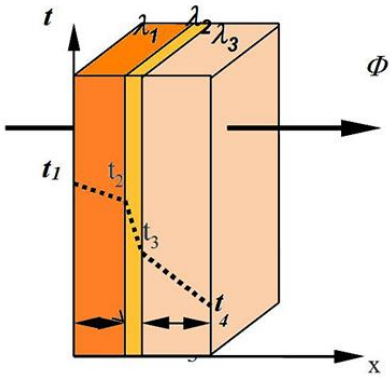
Az állandósult állapotú hővezetéskor, egyrétegű síkfal esetében, a hőmérsékletgradiens *(dt/dx)* hatására *A* nagyságú felületen létrejövő *Φ* hőáram (egységnyi idő alatt átáramlott hőmennyiség) leírására Fourier I. törvénye használatos.

$$\Phi = \frac{Q}{\tau} = -\lambda \frac{dt}{dx} A \qquad [1]$$

Φ	hőáram	[W]
Q	hőmennyiség	[J]
τ	idő	[s]
λ	hővezetési tényező	[W m^{-2} K^{-1}]
A	felület	[m^2]

Az összefüggésben szereplő *λ hővezetési tényező* nagysága az anyagok hővezető képességét mutatja meg. Számszerűen az 1 m vastagságú síkfalon, időegység alatt 1 K hőmérsékletkülönbség hatására, a felületre merőlegesen vezetéses hőtranszporttal átadott hőmennyiséget jelenti.

Többrétegű síkfalak esetében a Fourier I. törvénye általánosan a következő formában írható fel:



$$\Phi = \frac{(t_1 - t_n)}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \ldots + \frac{\delta_n}{\lambda_n}} A$$

9.1 ábra: Hővezetés többrétegű sík falban

Az egyes anyagok hővezető képességét a **hővezetési tényező**vel, λ - W/(mK) - jellemezhetjük.

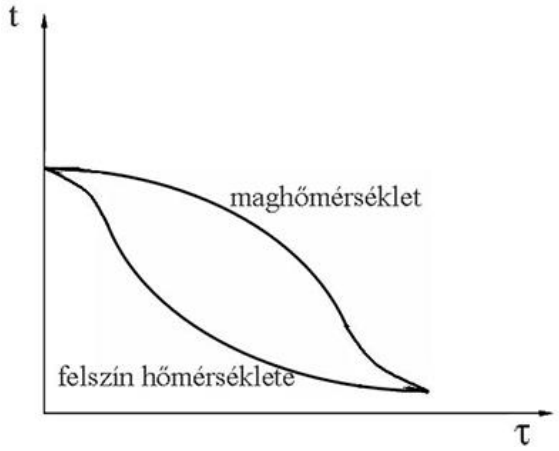
A hővezetési tényező kismértékben ugyan, de hőmérsékletfüggő, anyagi állandó.

Mivel minden anyag pozitív és nullánál nagyobb hővezetési tényezővel rendelkezik, tökéletes szigetelő nem létezik, vagyis a hő korlátlan ideig nem tárolható.

A fémek hővezetési tényezője 10-500 Wm^{-1}K^{-1} tartományba esik, értéke az összetételtől és a hőmérséklettől is függ. A folyadékok hővezetési tényezője legtöbb esetben 0,1-0,7 Wm^{-1}K^{-1} értékek között változik, a hőmérséklet növekedésével csökken, de ez alól például a víz kivétel. Az élelmiszerek hővezetési tényezője szintén függ az összetételtől, de a relatívan magas víztartalom miatt legtöbbször a 0,6-1,2 Wm^{-1}K^{-1} tartományba esik. A gázok hővezetési tényezője általában a folyadékokétól körülbelül egy nagyságrenddel kisebb, a hőmérséklet növelésével értéke növekszik.

9.1.2. Instacioner hővezetés

Ha egy testet más hőmérsékletű (például hidegebb) környezetbe helyezünk, a közeg és a test között azonnal hőcsere jön létre. A 3. ábrán vizsgált esetben először a test felszíne kezd hűlni, majd fokozatosan hűl a test belseje is. Bizonyos idő után a test valamennyi részének hőmérséklete kiegyenlítődik és egyenlővé válik a közeg hőmérsékletével, azaz beáll a hőegyensúly.



9.2 ábra Testek hűlése során a hőmérséklet kiegyenlítődés és hőmérséklet-eloszlás

Nem állandósult állapot esetén a közölt hőáram változik az időben. A nem állandósult hővezetés faladatának megoldásához meg kell határozni a test bármely pontjára a hőmérséklet és az átment hőmennyiség időbeli változásának összefüggését. Többek között olyan kérdésekre keresünk választ, hogy:

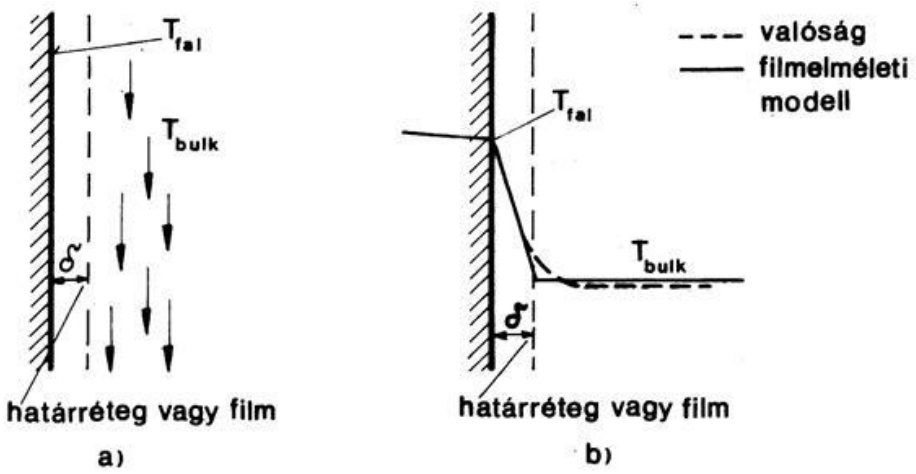
* milyen hőmérsékleti értékek várhatók adott környezeti hőmérséklet és az anyag geometriai mérete esetén adott időpillanatban,
* milyen környezeti hőmérséklettel érhető el adott anyagban, a megkívánt pontokban a szükséges hőmérséklet érték stb.

9.2. Hőáramlás

A konvekció, vagyis áramlás során, a közeg egy szilárd fallal érintkezve veszi át, vagy adja le a hőmennyiséget, a közegen belül, a rendszer fő tömegében a hőmennyiség a részecskék helyváltoztató mozgásával terjed. Egy intenzív áramlásban lévő rendszernél tehát a hő kiegyenlítődés rendkívül gyorsan lejátszódhat.

Az ilyen típusú műveleteknél a hőátszármaztatás szempontjából a legnagyobb ellenállást a hőátadó fal és a fluidum érintkezési felületénél képződő határréteg hőellenállása képezi.

Éppen ezért tehát a gyakorlatban a hőátmenet/hőátadás tekintetében mindig több rétegű falak találhatók, mivel egyetlen szilárd falat is három rétegnek kell vennünk, hiszen a két oldalán, a fallal érintkező fluidumból, határrétegek alakulnak ki.



9.3.ábra Síkfal a vele érintkező fluidum határrétegével

A határrétegek a hőáram kialakításában szerkezetüknek (halmazállapotuknak), az anyagi jellemzőjüknek megfelelően vesznek részt. A határrétegekben lejátszódó hőátmenet számszerű jellemzésére a **hőátadási tényező**t (α, W/(m^{2}K) vezették be, amely az idő-, a felület- és a hőmérsékletkülönbség egységnyi értékei esetén a határrétegeken átjutó hőáramot jelenti.

A szilárd fal és a fluidum közötti határfelületen (a határréteg két szélén uralkodó hőmérsékletek ismeretében) a hőátadás intenzitásának meghatározására NEWTON törvényét használjuk, mert a fluidumok hőközlése esetén hőáram Newtoni –hűlés törvényére vezethető vissza:

$$\Phi = \alpha \cdot \Delta t \cdot A$$

ahol α - hőátadási együttható [Wm^{-1}K^{-1}] a hőátadó felület (A) mentén kialakuló határrétegnek a hőtani jellemző értéke; a határréteg hő-ellenállásának reciproka. Értéke nem fizikai állandó, függ a hőmérséket különbségtől, a fluidum fizikai paramétereitől és a hőátadó felület geometriai jellemzőitől, pl. a hőátadó fal áramlástani hosszúságdimenzióval kifejezett, jellemző értékétől (l).

A hőátadási együttható meghatározása a Nusselt szám (Nu) segítségével történik:

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda}$$

A Nu szám olyan dimenzió nélküli kifejezés, amely az áramló közeg és a fal határán végbemenő hőátadásra jellemző.

9.3. Sugárzásos hőkeltés

A hősugárzás (radiáció) az energia elektromágneses sugárzás útján történő terjedése, mely energia a testben elnyelődve, részben, vagy egészben hőenergiává alakul. Két különböző hullámhosszúsággal/frekvenciával jellemezhető elektoromágneses hullámtartomány is képes hőenergiát generálni, természetesen más-más mechanizmus alapján.

9.3.1. Radiáció - Hősugárzás

A klasszikus sugárzás – radiáció – esetében az elektromágneses rezgések tartományából a látható és az infravörös tartomány a számottevő, vagyis a 0,4-40 μm közé eső hullámhosszúság, mert ez elnyelődve a testekben hőt indukál.

A radiáció független a hőt elnyelő (abszorbeáló) vagy kibocsátó (emittáló) médium vastagságától de függ a hőmérsékletétől, a geometriai viszonyoktól, a felület szerkezetétől, tulajdonságaitól.

Az elektomágneses sugárzás minden törvénye a hősugárzásra is érvényes, tehát a hősugárzás valamennyi testre nézve jellemző és az energiát minden test folyamatosan sugározza.
Ez az energia egy másik testen vagy elnyelődik (emittálódik), vagy visszaverődik (reflektálódik), vagy áthalad (transzmittálódik).

Amennyiben a testre érkező energia teljes egészében elnyelődik, úgy abszolút fekete testről, ha visszaverődik, úgy tükröző testről (abszolút fehér), ha áthalad, úgy abszolút átbocsátó (átlátszó) testről beszélünk. Kirchhoff törvénye szerint ugyanazon test által emittált illetve abszorbeált energia egyenlő.

A hősugárzás ugyan valamennyi testre nézve jellemző, ám csak a 100 ^{O}C körüli ill. az annál magasabb hőmérsékletű testek hősugárzása jelentős ipari szempontból.
Az ilyen esetek pl. a kemencében lejátszódó hőátadási folyamatok, az infravörös égőkkel végrehajtott szárítási műveletek, ill. a hőközlő berendezések felmelegedett falán és vezetékein keresztül, a környezetnek leadott hőmennyiség, azaz a hőveszteség számítása.

A radiációs hőátadás alaptörvénye a Stefan-Boltzmann törvény, vagyis a testek által kibocsátott vagy elnyelt hőáram (Φ) kifejezhető:

$$\Phi = \sigma \, A \, T^4$$

A - a sugárzásnak kitett felület m^2,

σ - Stefan-Boltzmann féle állandó $5{,}67 \cdot 10^{-8} \quad \left[J / m^2 K^4 \right]$

T - hőmérséklet K.

Ennyi energiát csak egy tökéletesen sugárzó test tud kibocsátani, egy un. abszolút fekete test. A valóságban ennek az értéknek csak egy részét képesek a testek kibocsátani/elnyelni, ezeket a testeket szürke testeknek nevezzük. A fekete és szürke testek emissziós értékének arányát pedig feketeségi foknak nevezzük (ε). A feketeségi fok tehát azt fejezi ki, hogy a sugárzó testünk az abszolút fekete testhez viszonyítva a hőenergia hányad részét emittálja/abszorbeálja.

$$\Phi = \varepsilon \, \sigma \, A \, T^4$$

ε - a feketeségi fok,

σ - Stefan - Boltzmann állandó 5,67 10^{-8} W/ ($m^2 \cdot K^4$).

Újabban a műszaki számolásnál a

$$\phi = c_f \left(\frac{T}{100} \right)^4 \quad [W/m^2]$$

összefüggést alkalmazza, ahol c_f a fekete test sugárzási együtthatója – 5,67 W/ (m^2 . K^4).

Két különböző hőmérsékletű felület közötti hőcserét a következő egyenlet írja le:

$$\phi = \frac{c_k}{\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4}$$

Itt c_k az 1 és 2 felületre vonatkozó un. kölcsönös sugárzási együttható, amely a feketeségi fokot is figyelembe veszi. Számolása

$$\frac{1}{c_k} = \frac{1}{c_1} + \frac{A_1}{A_2 \left(\frac{1}{c_2} - \frac{1}{c_f} \right)}$$

Párhuzamos felületek esetén $A_1 = A_2$ $c_1 = \varepsilon \, c_f$ ill.$c_2 = \varepsilon c_f$.

Néhány, gyakori szürke test feketeségi foka a következő értékek között változik:

papír, festett fém, fa, élelmiszer: 0,7 - 0,9,

durva, nem fényes felület: 0,25 - 0,7,

fényezett felület 0,05.

80 – 100 °C feletti hőmérsékletű testek esetén a sugárzás útján terjedő hő is jelentőssé válik. Az iparban ez a hőátviteli forma viszonylag ritkán alkalmazott, pl. kemencék vagy infraszárítás esetében. Többnyire hőveszteségként jelentkezik a sugárzás útján terjedő hő, ill. a napsugárzásnak kitett tankok, tartályok esetében kell számolnunk vele.

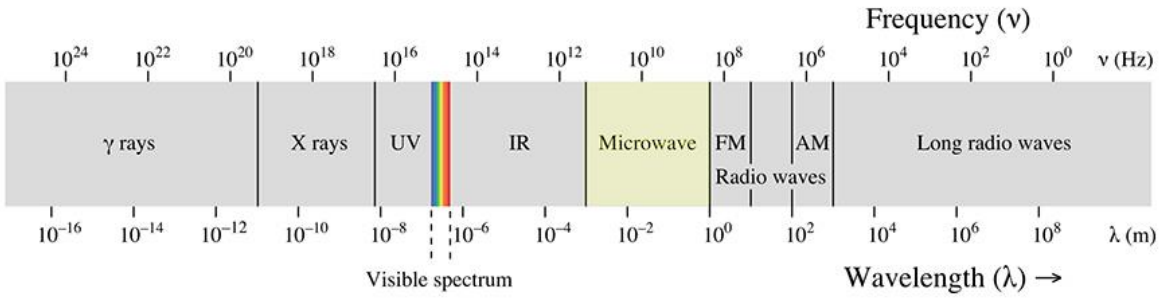
$$\Phi = \sigma \cdot \varepsilon (T_2^4 - T_1^4) A$$

ahol σ - a Stefan – Boltzmann állandó, ε - a test feketeségi fokát jelező számérték. Az abszolút fekete test feketeségi foka: 1.

9.3.2. Mikrohullámú energiaközlés

A mikrohullámok olyan elektromágneses hullámok, melyeknek frekvenciája körülbelül 0,3-300 GHz között van, s ennek megfelelően hullámhosszuk az 1 m – 1 mm-es tartományt fedik le.

A frekvencia-intervallumtól függően a mikrohullámok a különböző anyagokkal való kölcsönhatásukat tekintve különbözőségeket mutatnak, emiatt felhasználási területük is eltérő. A kisebb frekvenciájú (1-4 GHz), nagyobb hullámhosszú (7-30 cm) mikrohullámok általában telekommunikációs berendezéseknél, mikrohullámú sütőknél, időjárási radaroknál használatosak; a közepes frekvenciájú (5-30 GHz) mikrohullámokat a műholdas kommunikációban és különböző molekula-spektroszkópiai műszereknél használják fel, míg a magas – nagyon magas frekvenciák (30-300 GHz) különféle speciális tudományos méréseknél, asztrofizikai berendezéseknél, illetve a hadászati technológiákban fordulnak elő leggyakrabban. Megjegyezendő, hogy különleges engedély nélkül a telekommunikációs eszközökkel való interferenciát elkerülendő, az ipari – tudományos területeken és a hétköznapi életben csak meghatározott frekvenciájú (915, 2450, 5800 és 22125 MHz) mikrohullámmal működő eszközök használhatók.



9.4. ábra – Az elektromágneses spektrum
(http://gsp.humboldt.edu/olm_2015/Courses/GSP_216_Online/images/microwave-emr.jpg)

Az alapján, hogy a mikrohullámú sugárzásnak kitett anyag miként viselkedik a sugárzással szemben, három csoportot különítünk el:

- abszorbeálók (elnyelők, dielektrikumok, mint pl. a víz, etanol)
- transzparensek (áteresztők, „átlátszóak" a mikrohullám számára, pl. kvarc, teflon, üveg)
- reflektálók (visszaverők, pl. a fémek).

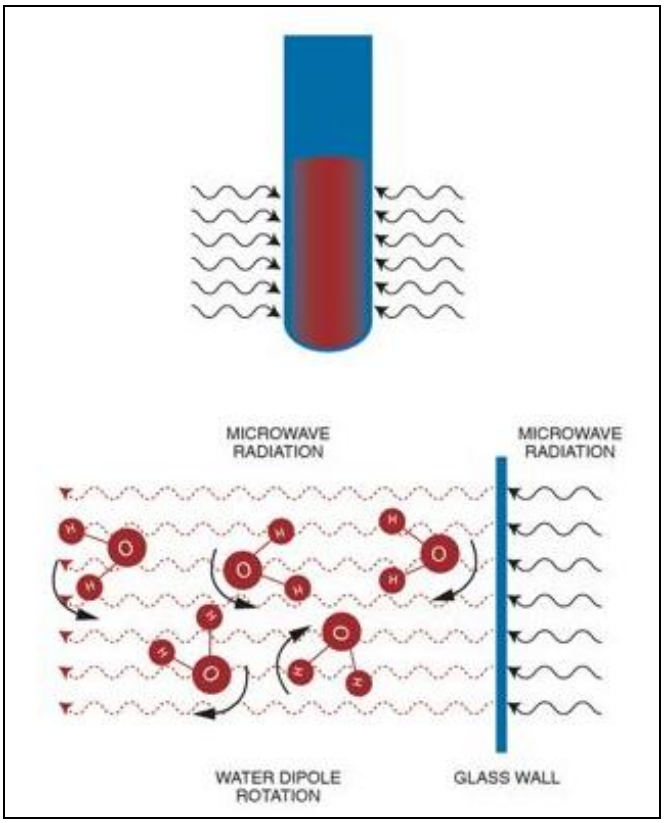
A nagyenergiájú mikrohullámú energiaközlésnél általában a besugárzás gyors melegítő képességét használják ki. A generált mikrohullámú térben az anyagok eltérő viselkedést mutatnak, viselkedésüket pedig elsősorban a dielektromos tulajdonságaik szabják meg.

A mikrohullámú hőkeltés mechanizmusa azon alapszik, hogy a generált elektromágneses tér erőt fejt ki a polarizálható, illetve a permanens dipólusmomentummal rendelkező részecskékre. A sugárzás hővé való transzformációjában alapvetően két folyamat játszik szerepet, az ionvezetés és a dipólusos rotáció.

Az ionvezetés jelensége olyan rendszerekben fordul elő, ahol oldott állapotú, mobilis ionok vannak, melyek az időben gyorsan változó térben a pólusváltások miatt folyamatos változó irányú mozgást végeznek. A folyamatosan létrejövő ütközések miatt az ionok mozgási energiája megnő, így a hőmérséklet is emelkedik.

A dipólusos rotáció esetében a generált elektromágneses térben a dipólus momentummal rendelkező molekulák a sugárzás potenciális (tárolt) energiáját elnyelik; a sugárzással

összhangban változtatják az orientációjúkat (2450 MHz-es erőtérben tulajdonképpen másodpercenként 4,9 milliárdszor). A molekulák az elektromágneses mezőben emiatt forgást végeznek, a részecskék mozgása – súrlódása és a fellépő dielektromos veszteségek miatt pedig hő keletkezik. Ez alapján belátható, hogy a mikrohullámú energiaközlés nem áramlásos (konvektív) jellegű (mint pl. az egyszerű főzőlapos melegítés), hanem belső hőkeltésen alapuló energiaközlés.



9.5. ábra – A mikrohullámú hőkeltés mechanizmusa vizes rendszerben (https://www.nature.com/articles/s41598-018-26107-y/figures/2)

Az apoláris molekulák nem rendelkeznek dipólus momentummal, mert az azonos elektronegativitással rendelkező atomok egyforma erővel vonzzák a kovalens kötést kialakító kötő elektronpárt. Ezekben az anyagokban maga az elektromágneses tér az, ami létrehozza a dipólust, ezt nevezzük indukált dipólus momentumnak. Az ilyen, indukált dipólus momentummal rendelkező anyagok az elektromágneses erőtérben mindig a tér polaritásának megfelelő irányba állnak, és ebben az esetben a dielektromos állandó - ami megadja, hogy a különböző anyagokban mekkora a „tárolt" potenciális elektromos energiának a mértéke – a hőmérséklettől nem függ. A poláris molekulák esetében, ahol a molekulát alkotó eltérő elektronegativitású elemek miatt a töltéseloszlás nem egyenletes (a molekula ún. parciális töltéssel bír), az emelkedő hőmérséklet fokozza a hő által indukált mozgást, az elektromágneses tér pedig a saját irányába igyekszik a molekulákat rendezni. Emiatt a hőmérséklet emelkedése csökkenti a dielektromos állandó értékét, ezt nevezzük orientációs polarizációnak.

Az aboszorbeáló anyagokba hatolva a mikrohullámú sugárzás csillapodik. A behatolási mélység (δ) alkalmazható ennek mértékének a megadására, amely a behatolási peremfelülettől sugárirányban befelé mért akkora távolság, ahol a bemenő elektromágneses hullám térerőssége az e-1-ed részére csökken le:

$$\delta = (2\pi)^{-1} \cdot \lambda_0 \cdot \sqrt{\frac{\varepsilon'_r}{\varepsilon''_r}}$$

Az egyenletben ε” jelenti a dielektromos veszteségi tényezőt, ε’ pedig a dielektromos állandót. Előbbi az anyagok azon képességét adja meg, hogy milyen mértékben tudják a „tárolt” potenciális energiát hővé alakítani, míg utóbbi a mikrohullámnak mikrohullámú energiára vonatkozó „tárolóképességét” jelenti.

Inhomogén rendszerekben az anyagok eltérő dielektromos tulajdonságai miatt ugyanakkor a mikrohullámú melegítés nem mindig egyenletes, a hőmérsékletprofil inhomogén. Sokszor azonban a szelektív hevítés, illetve a kezelt anyag struktúrájában különösen nagy energiájú, ún. „hotspotok” létrehozása is lehet cél. A „hotspotok” akkor és úgy alakulnak ki, ha a kezelt anyagban állóhullám keletkezik. Ez akkor lehetséges, ha az alkalmazott mikrohullámú sugárzás hullámhossza a kezelt anyag valamely lineáris méretével megegyezik. A szelektív melegítés sajátosságai kihasználhatóak sterilezési célokra (mikrobaszám-csökkentésre), illetve különféle roncsolási célokra is.

10. KOMPONENSTRANSZPORT

Anyagátadási vagy diffúziós műveleteknek nevezzük azokat a műveleteket, amelyek során két vagy több homogén fázis bensőségesen érintkezik, miközben koncentrációjuk megváltozik. A diffúziós műveletek alkalmasak keverékek vagy oldatok komponenseinek eltávolítására is.

Az anyagátadás minden esetben koncentráció-különbség eredménye, tehát az anyagátadás hajtóereje az egyes fázisok között lévő koncentrációkülönbség/parciális nyomáskülönbség. A diffundáló anyag a nagyobb koncentrációjú helyről a kisebb koncentrációjú hely felé halad, s mindaddig tart az anyagátadás, míg a koncentráció-különbség fennáll.

Az egységnyi távolságra eső hajtóerőt koncentráció gradiensnek nevezzük.

A nyugvó rétegen vagy lamináris áramlásban levő fluidumon keresztül végbemenő diffúziót **molekuláris diffúziónak** nevezzük, míg a turbulens zónában lejátszódó anyagátadás a **turbulens diffúzió**. A diffúzió állandósult és nem állandósult állapotban mehet végbe.

Egy fázishatár felületről valamely fluidum belsejébe irányuló anyagátadás vizsgálatnál Nernst feltételezéséből indulhatunk ki, mely szerint a fázishatár felületen az egyensúly nagyon gyorsan beáll. Fick empírikus összefüggése azt mondja ki, hogy a diffúzióval átvitt komponensáram arányos az áramlásra merőleges 'A' fázishatár felülettel, és a koncentráció grádienssel, az arányossági tényező pedig a diffúziós együttható.

$$\frac{dn_i}{A \cdot d\tau} = -D_i \frac{dc_i}{dy} \quad [kmol \cdot m^{-2} s^{-1}]$$

c_i az i-edik komponens koncentrációja [kmolm^{-3}], n_i az i-edik komponens tömege, [kmol], D_i a diffúziós együttható, y a szilárd anyag felületétől mért távolság.

A negatív előjel arra utal, hogy az i-edik komponens diffúziója a koncentráció csökkenés irányába megy végbe. A D_i diffúziós együttható [m^{2}s^{-1}] azt mutatja, hogy egységnyi anyagátadási felületre merőleges irányban mennyi i komponens áramlik át diffúzióval.

A diffúziós együttható függ a diffundáló részecske méretétől, alakjától, a közeg viszkozitásától és hőmérsékletétől. Gömb alakú részcskékre igaz az Eistein.Stokes összefüggés: $D = \frac{kT}{6 \cdot \pi \cdot \eta \cdot r}$, r a részecske sugara, η a közeg viszkozitása, T a közeg hőmérséklete.

10.1 Állandósult állapotú molekuláris diffúzió

Az anyagátadás equimoláris és nem-equimoláris körülmények között játszódhat le.

Equimoláris molekuláris anyagtranszportot (m_{Am}) Fick I törvényével adható meg:

$$N_A = \frac{D_{AB}}{z}\left(c_{A1} - c_{A2}\right)$$

D_{AB} az A komponens B komponensre vonatkoztatott diffúziós állandója [m^2/s],

C_A pedig az A komponens koncentrációja.

12.2 Analógia lamináris áramlás estén impulzus-, hő- és anyagátadás között.

Technológiákban általában áramlástani művelettel párhuzamosan fordul elő a hő- illetve anyagátadás. Találkozunk olyan összetett műveletekkel is, ahol csak az egyik műveletre jellemző fizikai paramétereket mérhetjük meg, ugyanakkor a párhuzamosan lefutó másik két művelet jellemzőit nem áll módunkban meghatározni. Ekkor felmerül a kérdés: található-e olyan összefüggés, olyan hasonlóság/analógia az egyes műveletek között, amelyek segítségével a párhuzam kialakítható, s így a mérhető művelet eredményeiből következtethetünk a másik két művelet jellemzőire. Az analógia ténye valóban fennáll, amelyek kísérleti eredményekkel bizonyítottak, illetve alátámasztottak.

10.1 táblázat: Analógia lamináris áramlásnál

Impulzus-	Hő-transzport	Anyag-
$F = -\eta \frac{dv}{dx} A$	$\Phi = -\lambda \frac{dt}{dx} A$	$N_A = -D \frac{dc}{dx} A$
$\frac{F}{A} = -\upsilon \frac{dv}{dx}$	$\frac{\Phi}{Ac_p\rho} = -a \frac{dt}{dx}$	$\frac{N_A}{A} = -D \frac{dc}{dx}$
υ [m^2/s]	a [m^2/s]	D [m^2/s]

Matematikai levezetés nélkül a következő dimenziónélküli kifejezéseket nyerték:

$\frac{\nu}{a} = \mathrm{Pr}$ Prandtl - szám

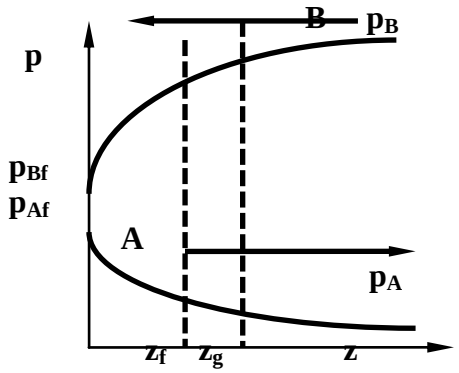
$\frac{\nu}{D} = Sc$ Schmidt - szám

$\frac{a}{D} = \frac{Sc}{\mathrm{Pr}} = Le$ Lewis - szám

Számos mérési eredmény birtokában megállapítható, hogy adott anyagnál, adott feltételek mellett a $\underline{\nu}$, az a és a D együtthatók legalább azonos nagyságrendűek, s ezen körülmény lehetőséget ad $\underline{\nu}$, a és D értékének nagyságrendi becslésére, ha a három dimenziónélküli kifejezések közül legalább egy ismert.

10.3. Diffúzió turbulens áramlásban

A molekuláris diffúzió a legtöbb esetben lassú, ezért a fluidumok sebességét olyan mértékig növeljük, hogy turbulens anyagátadás alakuljon ki. Az ún. turbulens anyagátadásnál a viszkózus határréteg, melyben lamináris áramlás valósul meg, nem tölti ki a teljes teret, mellette megtalálható a turbulens áramlású réteg, s e kettő között az átmeneti zóna. A viszkózus határrétegben a transzport molekuláris vezetéssel történik. A turbulens magban viszont a molekuláris transzport hatása elhanyagolható a turbulens transzport mellett.

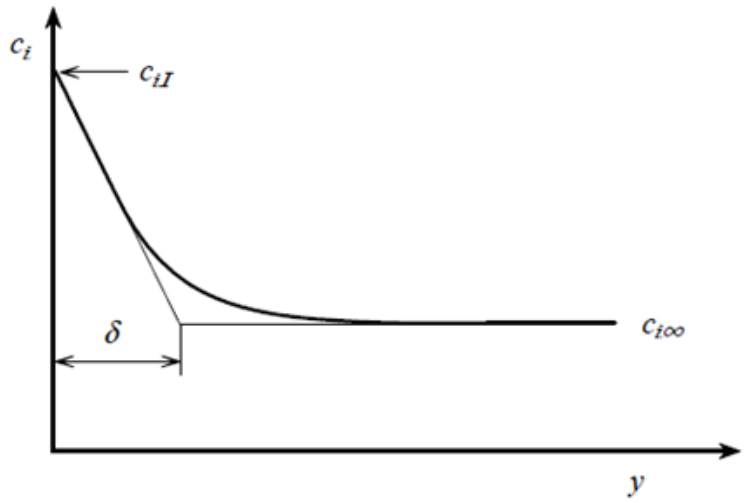


10.1 ábra: A és B anyag equimoláris szembediffúziója

A legegyszerűbb átadási elmélet a filmmodell. Itt Whitman elmélete alapján (1923), a fázishatár mentén egy lamináris áramlású réteget tételezünk fel, melyben a transzport molekuláris vezetéssel valósul meg. A film δ vastagságát úgy határozza meg, hogy a filmen kívül a hajtóerő zérus legyen. Feltételezi tehát, hogy a film az összes ellenállást magába foglalja. A vonatkozó egyenletben szereplő koncentrációgradiens ekkor a 10.2. ábrának megfelelően a következő differenciahányadossal fejezhető ki:

$$-\frac{dc_i}{dy} = \frac{c_{iI} - c_{i\infty}}{\delta}$$

c_{iI} – az oldat koncentrációja a szilárd anyag felületén, mai azonosan egyenlő a telített oldat koncentrációjával az adott hőmérsékleten.
$c_{i\infty}$ az oldat kevert főtömegének pillanatnyi koncentrációja.



10.2 ábra: Koncentráció profil oldódó szilárd test határfelülete mellett

Az ábrán vázoltak figyelembe vételével az összefüggés igy módosítható:

$$\frac{dn_i}{dt \cdot A} = \frac{D_i}{\delta}\left(c_{iI} - c_{i\infty}\right) = \beta\left(c_{iI} - c_{i\infty}\right)$$

Az egyenletben szereplő $\frac{D_i}{\delta}$ hányadost anyagátadási tényezőnek nevezik (β) értéke mérési adatok alapján határozható meg a Nusselt II azaz a Sherwood (Sh) szám segítségével.

Turbulens áramlás által kísért, ill. meghatározott anyagtranszport esetében az A komponens áramát az alábbi egyenlettel számolhatjuk, amennyiben gáz halmazállapotra vonatkozik,

$$N_A = \beta \cdot A \cdot \Delta p$$

és amennyiben folyadékról van szó:

$$N_A = \beta \cdot A \cdot \Delta c$$

A β anyagátadási együttható megadja, hogy a határréteg felöl a fázis fő tömege felé /illetve ellentétes irányba/ egységnyi felületen, egységnyi idő alatt, egységnyi hajtóerő mellett mennyi anyag halad át.

Az anyagátadási együttható nem fizikai állandó, hanem a folyamat kinetikáját jellemzi /hasonlóság a hőátadási együtthatóhoz α-hoz/. Értéke függ a fázisok fizikai, kémiai tulajdonságaitól /η, ρ/, a hidrodinamikai feltételektől /a turbulencia fokától/, valamint a készülék konstrukciójától, méretétől, stb. β értéke magában foglalja a molekuláris, valamint a turbulens diffúzió értékét.

Különböző mértékegységben fejezhető ki, attól függően, hogy milyen mértékegységben adják meg a diffundáló anyag tömegét és a hajtóerőt.

Ha az anyag tömegét kg-ban adjuk meg, akkor általánosságban

$$\beta = \frac{kg}{m^2 s(egysŽgnyi\ hajt—er›)}$$

Az anyagátadási együtthatók mértékegységét, ha a diffundáló tömeget kg-ban adjuk meg, az egységnyi hajtóerő figyelembevételével az alábbi táblázat foglalja össze.

10.2 táblázat: Anyagátadási együtthatók mértékegysége

Egységnyi hajtóerő	β mértékegysége
Térfogati koncentráció különbség, kg/m^3	$\frac{m}{s}$
realtív koncentráció különbség kg/kg	$\frac{kg}{m^2 s}$
Parciális nyomások különbsége N/m^2	$\frac{s}{m}$

Fizikai tartalma alapján az anyagátadási tényező a hőátadási tényező (α) analógja. Meghatározása a Sherwood-számból /Sh/ történik.

$$Sh = \frac{\beta l}{D_{AB}} = \text{NuII}$$

β - anyagátadási együttható,
l - a jellemző hosszúság,
D_{AB} - a diffúziós állandó.

A Sherwood-szám meghatározásához, a Nu-függvényekhez hasonlóan függvénykapcsolat írható fel:

$$Sh = cRe^{m}Sc^{n},$$

$$Sc = \frac{\nu}{D}$$

A Schmidt (Sc) számot a kinematikai viszkozitás és a diffúziós állandó segítségével határozhatjuk meg, c, n konstansok, amelyek értékei a kísérleti körülményektől függenek.
A Sh-számra kapott értékből fejezzük ki az anyagátadási együtthatót /β/.

10.4. Analógia turbulens áramlás esetén impulzus-, hő- és anyagátadás között

A lamináris áramláshoz hasonlóan, a turbulens áramlásnál is találunk analógiát az impulzus-, a hő- és az anyagátadás között.
Az impulzus-, hő- és anyagátadás közötti összefüggést a következő képlettel fejezzük ki.

$$\frac{1}{2} f = j_H = j_D$$

f - a Fanning-féle súrlódási tényező,
j_H - a hőtani műveletekre jellemző faktor, kifejtett formában

$$j_H = \frac{\alpha}{c_P \nu \rho} \text{Pr}^{\frac{2}{3}}$$

j_D faktor leggyakrabban alkalmazott alakjai:

$$j_D = \frac{\beta M_{\text{átl.}} PSc^{\frac{2}{3}}}{v_{\text{átl.}} \rho}$$

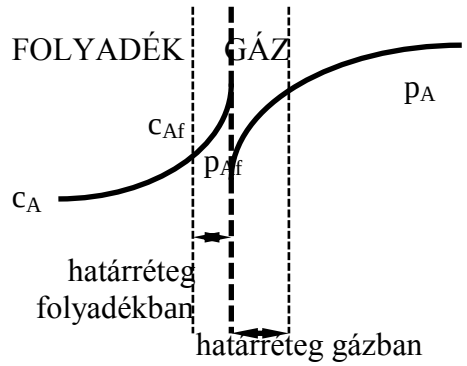
$$j_D = \frac{\beta PSc^{\frac{2}{3}}}{G_M}$$

$M_{átl}$ - az átlagos molekulatömeg, kg,
P - az összes nyomás, Pa,
$v_{átl}$ - átlagos áramlási sebesség, [m/s]
G_M - a gáz moláris tömegsebessége, kmol/m^{2}s.

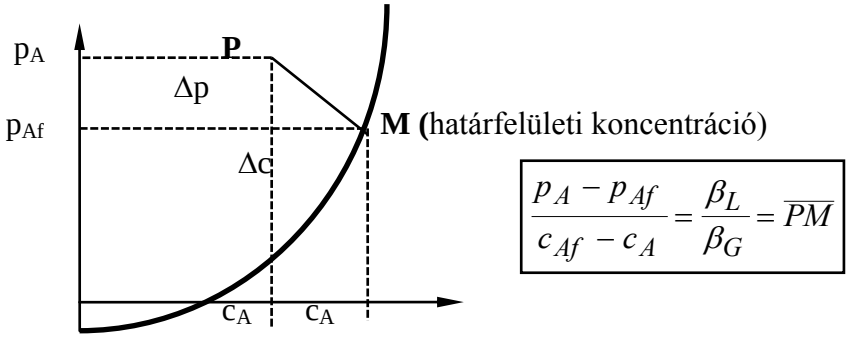
Az analógia értelmében, ha valamely műveletre jellemző értéket meghatároztuk, pl. a j_H -faktort, akkor a másik két jellemző / 1/2 f illetve j_D/ értéke azonosnak tekinthető.
1/2 f , j_H és j_D értékeit nomogramból a Re-szám értékének ismeretében határozhatjuk meg .

10.5. Anyagátbocsátás

Abban az esetben, ha a diffúzió egyik fázisból a másik fázisba irányul, a diffúzió során fázisátmenet játszódik le, anyagátbocsátásról beszélünk. Például kénessav gyártásánál a gázfázisban lévő kéndioxid a folyadékfázisba diffundál, végbemegy az abszorpció, amely eredményeként a gáz oldata jön létre.



10.3.ábra: Folyadék - gáz érintkezési felületénél kialakuló koncentráció viszonyok



10.4 ábra: Az A- B rendszer egyensúlyi görbéje

$$N_A = \beta_G \left(p_A - p_{Af} \right) = \beta_L \left(c_{Af} - c_A \right)$$

GáZ FOLYADéK

A hőátbocsátási együttható analógiájára:

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}$$

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{\beta_G} + \frac{m}{\beta_L}$$

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{m\beta_G} + \frac{1}{\beta_L}$$

A diffúzió sebességét leíró egyenlet:

gázfázisra $N_A = K_G \Delta p_A^*$

folyadékfázisra $N_A = K_L \Delta c_A^*$

ahol K_G illetve K_L anyagátbocsátási együttható, Δp_A^*, Δc_A^* hajtóerők az egyensúlyi görbéről leolvasva.

β_A illetve β_L a gáz- illetve a folyadékfázisra vonatkozó anyagátadási együtthatók,
m - az egyensúlyi görbe meredeksége.

11. ANYAG- ÉS ENERGIAMÉRLEGEK

Az egyes műveleti folyamatokban áthaladó anyag mennyiségét az anyagmérleggel írhatjuk le. Az energiaforgalom kifejezésére az energiaforgalom szolgál.
Amennyiben nincs felhalmozódás, akkumuláció, akkor a bemenő mennyiségnek el is kell távoznia a műveletből. Ez a szakaszos üzemmód alapigazsága. Folytonos üzemmódra is érvényes ez a törvény egy megválasztott időintervallumon belül.
Az anyag és energiamérlegek rendkívül fontosak minden iparágban. A műveletek ellenőrzésének az alapja az anyagmérleg, különösen a kitermelés, a késztermék mennyiségének ellenőrzésében.
Az első anyagmérlegeket az új műveletek felfedezésének időszakában állították fel, amikor a laboratóriumi, félüzemi és üzemi berendezéseket tesztelték, és a módszert megőrizték a folyamatos gyártási időszakban is a termék mennyiségének ellenőrzésére. Amennyiben bármilyen változás történik a műveletben az anyagmérleget ismét fel kell állítani.

A növekvő energiaárak kényszerítették rá az élelmiszeriparra az energiafogyasztás mennyiségének, a csökkentések lehetőségének vizsgálatát egy-egy műveleten belül is.
A műveletek különböző lépcsőinek vizsgálatánál, valamint a teljes feldolgozási folyamatnál az energiamérleget használják, sőt akár kiterjesztik azt a teljes élelmiszer feldolgozási rendszerre a nyersanyagot előállító gazdaságtól a fogyasztó asztaláig terjedően.

Az anyag- és energiamérlegek lehetnek nagyon egyszerűek és nagyon bonyolultak, az alapelvük azonban minden esetben azonos. A számítógépek elterjedésével lehetővé vált még alaposabb, még részletesebb anyag- és energiamérleg felállítása, elemzése, kezelése, felhasználhatják a mindennapi gyártási ellenőrzésnél, így kiváló lehetőséget jelent a maximális termékkihozatal és a minimális termelési költségek menedzselésénél.

11.1. Alapelvek

Ha az egyes elemi műveleteket egésznek tekintjük, akkor diagrammokban kockákként ábrázolhatóak. Ezen kockákba belépő anyag és energia egyensúlyban kell, hogy álljon a kilépő anyaggal és energiával.
Az anyagmegmaradás törvénye mutatja meg, hogy mit is nevezünk **anyagmérleg**nek.

Bemenő anyag = Kimenő anyag + Tárolt anyag

Alapanyagok = Késztermékek + Hulladékok + Tárolt anyagok

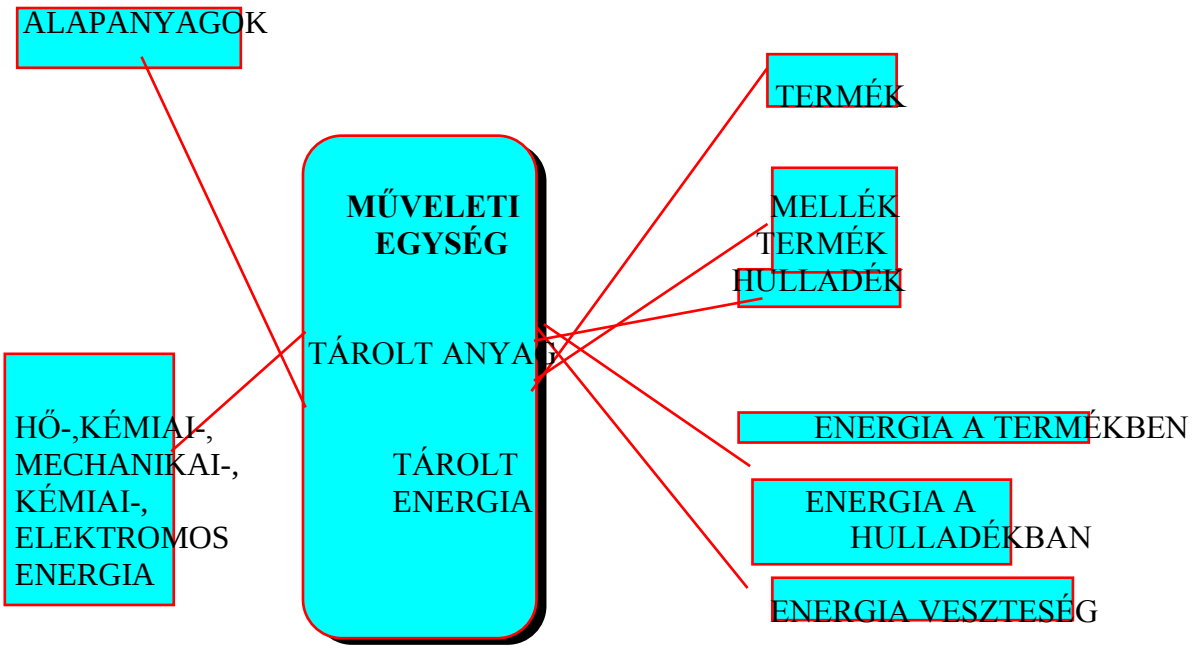
Amennyiben az üzemben nincs kémiai változás, kémiai reakció, akkor az anyagmegmaradás törvénye alkalmazható minden egyes komponensre külön-külön is (m_A az A anyag mennyisége).

$$m_A \text{ a nyersanyagban} = m_A \text{ a késztermékben} + m_A \text{ a tárolt anyagokban.}$$

Például, ha egy cukorgyárba a cukorrépával bevitt cukor- mennyiség nem egyezik a finomított cukorral és az anyalúggal távozó cukor mennyiségével, akkor ott valami baj történik.

Vagy karamelizálódik a cukor (kémiai változást szenved), vagy felhalmozódik az üzemben, vagy elfolyik valamerre a szennyvízzel.

Ahogy az anyagmegmaradás törvénye érvényes a műveleteknél, ugyan-úgy az energia megmaradás törvénye is érvényes.
A műveleti lépések belépő energiája egyensúlyba kell, hogy álljon a kilépő és a felhalmozott energiák összegével.
Az energiamérleg sokkal bonyolultabb az anyagmérlegnél, mert az egyes energiák átalakulhatnak egymásba, pl. a mechanikai energia hőenergiává, de a mennyiségük meg kell, hogy egyezzen.



11.1.ábra: Mérlegegyenletek általános modellje

11.2. Anyagmérleg

Az első lépésként a három alapfogalomról kell beszélnünk:
Belépő anyag, kilépő anyag és tárolt, vagy felhalmozott anyag.
Mindegyik kategóriánál el kell döntenünk, hogy az anyagot egészként kezeljük, vagy valamely alkotórészét kiemeljük, és ha igen, akkor melyik legyen a kiemelt. Vegyünk egy egyszerű példát, egy vizes oldat esetében vehetjük az egész anyagot, kiemelhetjük a száraz-anyagot, vagy éppen a vizet is mint vonatkoztatási anyagot. Bonyolultabb szétválasztással is élhetünk, választhatunk kémiai tulajdonság alapján, pl. sóknál, vagy éppen kémiai elemeket is, pl. a szénatomot.

Hogy mit választunk, az minden esetben attól függ, hogy milyen célból készítjük el a mérleget, milyen elvárásokat támasztunk a mérleggel szemben.

Természetesen általában nagyobb figyelmet kapnak a drágább alapanyagok az olcsóbbaknál és a végtermékek a hulladéknál.

Ahogyan azt el kell dönteni, hogy mely komponensre írjuk fel a mérleget, úgy azt is el kell dönteni, hogy milyen mértékegységet használjunk. Össz tömeget, vagy az óránként belépő anyagmennyiséget, vagy más hivatkozási alapot válasszunk. Pl. a sütőiparban célszerű mindent 100 kg lisztre vonatkoztatni, az olajütőkben egy inert, nem-olajtipusú összetevőre.
Tehát az anyagmérleg vonatkozhat az össz. tömegre, pl. a szárazanyag össz. tömegére, vagy egy komponensére, pl. a fehérje tömegére is.
Fölözött tejet készítünk a tejzsír eltávolításával. Ez a fölözött tej 90.5 % vizet,3.5 5 fehérjét,5.1 % szénhidrátot, 0.1% zsírt és 0.8 hamut tartalmaz. Ha az eredeti tej 4.5 % zsírt tartalmazott, számítsuk ki az eredeti tej százalékos összetételét, ha csak a zsír távolítottuk el a rendszerből és nem számítunk veszteséggel.
Válasszunk alapul 100 kg tejet. 100 kg fölözött tej 0.1 kg zsírt tartalmaz, az eltávolított zsír mennyisége x kg.
Eredeti teljes zsír: (x+ 0.1)kg
Eredeti teljes tömeg: (100 + x)kg
Mivel tudjuk, hogy az eredeti zsírtart. 4.5%:

$$\frac{x + 0.1}{100 + x} = 0.045$$

vagyis: x = 4.6 kg

A teljes tej többi összetevője tehát:
zsir: 4.5%
viz: 90.5 / 104.6 = 86.5%
fehérje: 3.5 / 104.6 = 3.3%
szénhidrát: 5.1 / 104.6 = 4.9%
hamu: 0.8%

Folytonos műveleteknél is módosul a számítás menete, hiszen az időtényező is belép a számottevő paraméterek közé, a mérleget egységnyi időre vonatkozik.

Vegyük például a tejszeparátort. A teljes tejet a szeparátorba juttatjuk, és az szétválasztja egy zsíros fázisra, tejszín és egy vizes fázisra, fölözött tej. Ha a centrifugában lévő anyag mennyisége állandó mind a tömegre, mind az összetevőkre nézve, akkor a belépő és a különböző áramokban kilépő anyagok mennyisége egységnyi időben állandó kell, hogy legyen, és ez alapja lehet az anyagmérlegünknek.
Például:
Ha 4 %-os zsírtartalmú, 35 000 kg teljes tejet 6 óra alatt szeparálunk 0.45% zsírtartalmú fölözött tejjé és 45 %-os zsirtart. tejszínné, akkor mekkora a két kivezető oldalon mérhető térfogatáram értéke.
Alapul 1 óra alatt átáramló teljes tej mennyiséget válasszuk.

Bemenő oldal:
Össz. tömeg = 35 000 / 6 = 5833 kg
Zsir = 5833 x 0,04 = 233 kg

Kimenő oldal:
A tejszín mennyisége legyen x kg, így a tejszín össz. zsírtartalma:0,45x.
A fölözött tej mennyisége:(5833 - x)
A zsír anyagmérlege:
zsír be = zsír ki
5833 x 0.04 = 0.0045(5833 - x) + 0,45x
x = 465 kg

Tehát a tejszín térfogatárama 465 kgh^{-1}és a fölözött tejé 5833 - 465 azaz 5368 kgh^{-1}

Az időegység megválasztásánál körültekintően kell eljárni, hiszen csak az üzemmód egy részében működik folyamatosan, állandósult állapotban a berendezés. Minden művelet 3 részből áll. A felfutás, az üzemelés- csak ez az állandósult állapot- és a leállás. A megválasztott időnek viszont elég hosszúnak kell lennie ahhoz, hogy a műveletre jellemző bármely kismértékű periodicitást is figyelembe tudjuk venni.

Hogy melyik anyagra írjuk fel az anyagmérleget, azt a művelet maga meghatározza. Egy zöldségszárításnál pl. felírhatnánk a komponensekre is külön-külön, és a folyamat egészére is. egyszerűbb ha a komponenseket (fehérje, szénhidrát, zsír, vitaminok) szárazanyagként kezeljük együttesen, és csak a vizet kell külön figyelembe venni. A művelet lényege is a víz eltávolítása, a többi anyagtól.
pl.:93 % szárazanyag tartalmúra kell szárítani a kezdetben 14 % sz.a tart. burgonyát. Mekkora lesz a kihozatal 1000 kg nyers burgonyából, ha figyelembe vesszük a 8 %-os hámozási veszteséget.

11.3. Energia mérleg

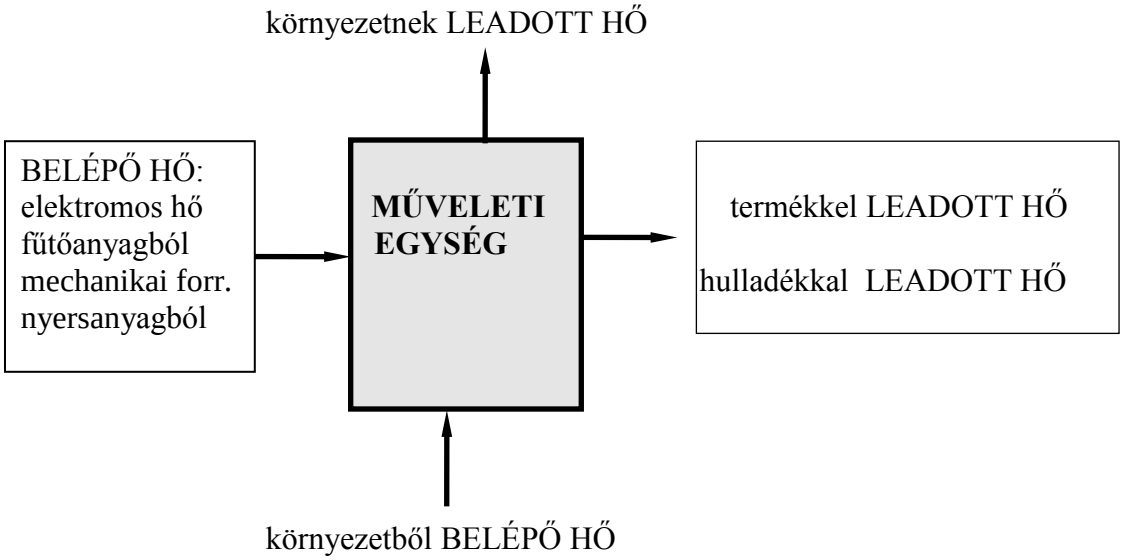
Az energiának nagyon sok formája van: hő, kinetikus, kémiai, helyzeti, ám mivel az energiafajták átalakulhatnak egymásba, igy nem egyszerű feladat a műveletben jelenlévő energiafajtákat azonosítani. Szerencsére bizonyos körülmények között megállapítható, hogy mely energiaforma meghatározó, a többi nem szignifikáns, tehát élhetünk az egyszerűsítés lehetőségével, pl. hőcseréknél a hő, a kémiai folyamatoknál a kémiai az alapvető és a mechanikai mellőzhető, a mechanikai műveleteknél, pl. a csővezetékben történő áramlásnál a súrlódási energia hőenergiává alakul át, mégsem kell figyelembe vennünk a veszteség számításánál.

Így tehát az energiamérleg gyakorlati alkalmazásánál a domináns energiafajta áll a központban, s így pl. egy hőmérleg a költségek és a minőségi szempontok hasznos leírását adhatja meg.
Az energiamérleget vonatkoztathatjuk a késztermék kg-ra eső energia szükségletre, vagy a feldolgozandó nyersanyag mennyiségre, vagy a sz.a.-ra, vagy valamelyik kulcskomponensre.
Az élelmiszergyártásban felhasznált energia magába foglalja a közvetlen energiát, mint a farmokon, a szállításnál az üzemekben és a tárolásnál felhasznált tüzelőanyag, elektromos

áram, és azt az indirekt energiát amely a gépek gyártásánál, a csomagolásnál, stb került felhasználásra.
Az SI rendszerben az energiának egyetlen mértékegysége van: a joule (J).

11.4. Hőmérleg

A legáltalánosabb és legfontosabb energiafajta a hőenergia és ennek megőrzését olyan műveletekkel illusztrálhatjuk, mint a hőcsere, szárítás. Ezekben az entalpia (össz. hőenergia) állandó érték, megőrződik, és ahogy az anyagmérleget, úgy az entalpiamérleget is számtalan variációban írhatjuk fel, berendezésekre, műveletekre, teljes üzemre. Az entalpia mindig utal bizonyos referenciára, vagy vonatkoztatási értékekre, így a mennyiségek relatívan viszonyulnak a vonatkoztatási értékek (hőmérsékletek) alapján.



11.2. ábra A hőmérleg általános ábrája

Az entalpia a műveletek során termelődik vagy elnyelődik de mennyisége a többi, a műveletben szereplő energiafajtához viszonyítva, min pl. a látens hő, kicsi.
A látens hő az a hőmennyiség ami szükséges az állandó hőmérsékleten bekövetkező halmazállapot változáshoz, olvadáshoz, párolgáshoz. A szenzibilis hő az, amit az élelmiszerekkel közlünk, vagy elvonunk igy változik a hőmérsékletük, tehát mérhető.

A fajhő mértékegysége $kJkg^{-1}K^{-1}$, és a szenzibilis hő a fajhő, a tömeg és a hőmérsékletkülönbség szorzatából számítható.

A látens hő mértékegysége: $kJkg^{-1}$ és az össz. látens hő kiszámítható a látens hő és a halmazállapot változást szenvedő anyag tömegének szorzatából.
Ezekből az adatokból már felállítható egy hőmérleg, ami jóllehet igen egyszerű, de nagyságrendileg jól érzékelteti a műveletet és lehetővé teszi a berendezések és a műveletek tervezését.

11.5. Bepárlás mérlegegyenletei

Az anyagmérleg az anyagmegmaradás elvén alapul, vagyis a bepárlóba belépő és az onnan eltávozó anyagok mennyiségének egyenlőnek kell lennie.

$$m_{oldat} = m_{sžr'tmŽny} + m_{p‡ra}$$
$$m_{oldat}c_{oldat} = \left(m_{oldat} - m_{p‡ra}\right)c_{sžr'tmŽny}$$
$$m_{p‡ra} = m_{oldat}\left(1 - \frac{c_{oldat}}{c_{sžr'tmŽny}}\right)$$

A hőmérleg az energia megmaradás törvényén alapul. A hőmérleg esetében csak a rendszerbe belépő, kilépő és a rendszerben raktározott hőenergiát vesszük figyelembe, a többi energifajta, elektromos, mechanikai, kémiai, számbavételétől eltekintünk.
Így tehát a berendezésbe belépő hőmennyiség:

$$Q_{old} = m_{old} \cdot c_{p.old.} \cdot \Delta t_{old.}$$
$$Q_{g›z} = m_{g›z.}h_{g›z}$$

Kilépő hőmennyiségek:

$$Q_{sžr} = \left(m_{old} - m_{p‡ra}\right) \cdot c_{p.sžr.} \cdot \Delta t_{sžr}$$
$$Q_{p‡ra} = m_{p‡ra} \cdot h_{p‡ra}$$
$$\mathrm{Q_{kond} = m_{g›z} \cdot c_{p.kondenzv'z} \cdot \Delta t_{kondv'z}}$$

12. Reaktorok

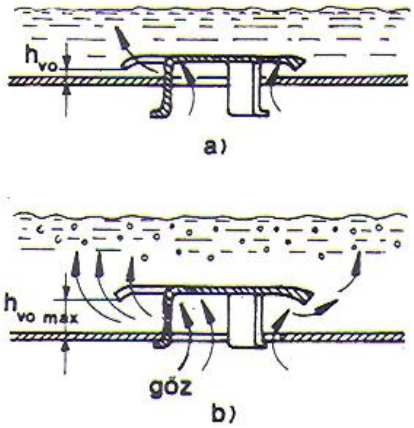
A reaktorok a kémiai-, biokémiai reakciók lejátszódásának teret adó berendezések, a transzportfolyamatok műveleti tere. Kialakításukban rendkívül sokfélék, de alapvetően az alábbi főbb csoportokat tudjuk megkülönböztetni:

- Tányéros oszlopok
- Töltött oszlopok
- Permetezett oszlopok
- Buborékoltatott oszlopok
- Kevertetett oszlopok

12.1 Tányéros oszlopok

A tányéros oszlopreaktorok függőleges hengeres tere vízszintes sík elemekkel-tányérokkal - több részre osztható fel. Ezek a tálcák vagy tányérok kialakításuk szempontjából többfélék lehetnek, ezek alapján tudjuk továbbcsoportosítani a tányéros reaktorokat. Mindegyik típusnál azonban megegyező működési elem, hogy a folyadék fázis lefelé csorogva, a tányéroknál találkozik a felfelé áramló gáz/gőz halmazállapotú komponensekkel, így érhetjük el az intenzív fázisérintkeztetést, transzportfolyamatot az oszlopon belül több, egymás utáni esetben. A transzportfolyamat a buborékok felszínén játszódik le.

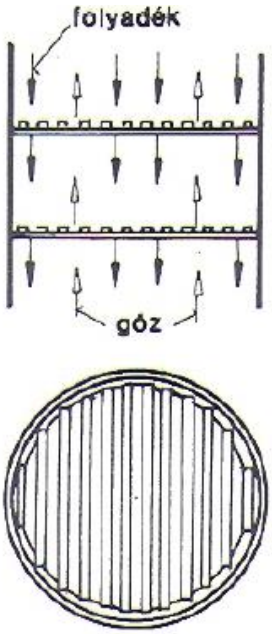
12.1.1. Szelepes tányér



12.1 ábra: Szelepes tányér

A gőz/gáz folyadékba történő buborékoltatását szelepekkel szabályozzuk. Nagyobb gőzáram esetén nyitnak a szelepek, míg kisebb gőzáram esetén a szabad keresztmetszet csökken, zárnak a szelepek, igy a tányéron lévő folyadék kisebb gáz/gőz nyomás eseten sem csörög le az alsóbb tányérral. A szelepek tehát képesek a mindenkor változó terheléshez alkalmazkodva helyzetüket változtatva megfelelő szinten biztosítani a két fázis érintkezését.

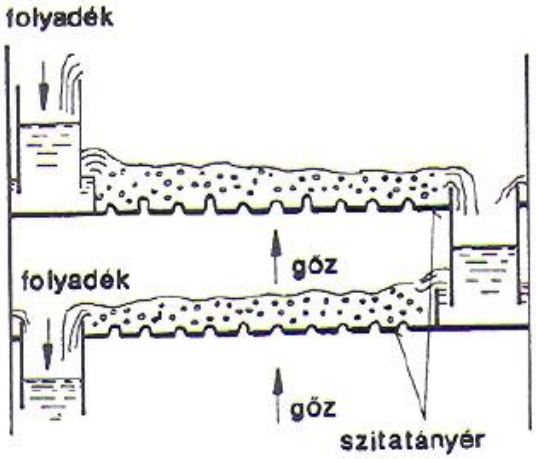
12.1.2. Rács v. rostély tányér (túlfolyó nélküli)



12.2. ábra: Rostély tányér

A tányéron lévő nyílások nagysága állandó, azaz a szabadkeresztmetszet, megszabja működési tartományukat, vagyis azt a minimális gáz/gőz térfogatáramot amelytől megfelelő működést várhatunk el a rendszertől.

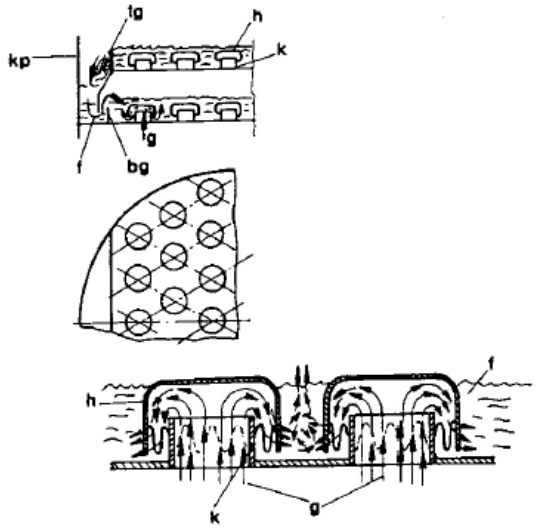
12.1.3. Túlfolyós szitatányér



12.3. Túlfolyós szitatányér

A túlfolyós tányérok előnye, hogy egyszerű, olcsó, és rugalmas működésűek. Jó hatásfokkal, üzembiztos módon üzemeltethetőek.
Ugyan a folyadék tányéron való tartásához szükséges egy minimális gőz(gáz) sebesség, hogy a tányér szita nyílásain átáramló gáz/gőz dinamikus nyomása tartsa fenn a tányéron a folyadékréteget, mely így csak a túlfolyókon tud az alsóbb tányérokra folyni.

12.1.4. Harangsapkás tányér



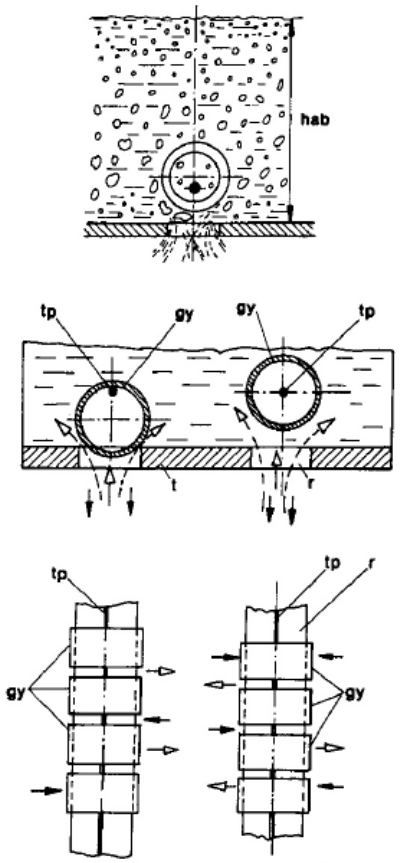
h - harang,
bg - beömlő gát,
k- kémény,
kp- kolonnaköpeny,
g- gőz,
tg- túlfolyógát,
f- folyadék)

12.4. Harang/Buboréksapkás tányér

A harang vagy buboréksapkás tányér szerkezete a legbonyolultabb a többi tányérmegoldáshoz képest, de ennek ellenére igen kedvelt és gyakran alkalmazott típus. Ennek oka az, hogy igen széles munkatartományban dolgozik, megbízható, üzembiztos, tervezhetősége jól ismert és hatásfoka kimagasló.
A tányérok nyílásai fölé helyezett sapka/harang miatt a felfelé áramló gáz/gőz áramlási irányának és sebességének változtatására kényszerül, veszít energiájából, így az elragadott, kisebb forráspontú komponensek kicsapódnak, élesebb szétválasztást érhetünk el pl. a lepárlás műveleténél.

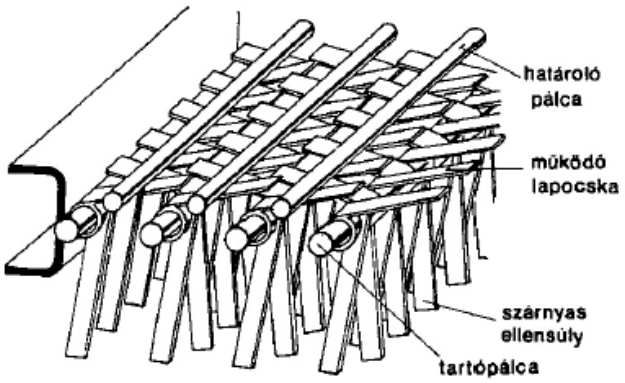
12.1.5. Gyűrűszelepes v. Fábry féle

A gyűrűszelepes tányérok működési elve alapvetően megegyezik a szelepes tányérok működési elvével, itt a rések fölé szerelt pálcákon lévő gyűrűk mozgásával változik a tányér szabad keresztmetszete. A szelepek szerepét betöltő gyűrűk sokkal kevésbé érzékenyek, sérülékenyek, ezért habok, szuszpenziók esetében is alkalmazhatóak és működési tartományuk is sokkal nagyobb.



12.5 ábra: Gyűrűszelepes tányér

12.1.6. Keretszáramú billenőelemes zuhanytányér

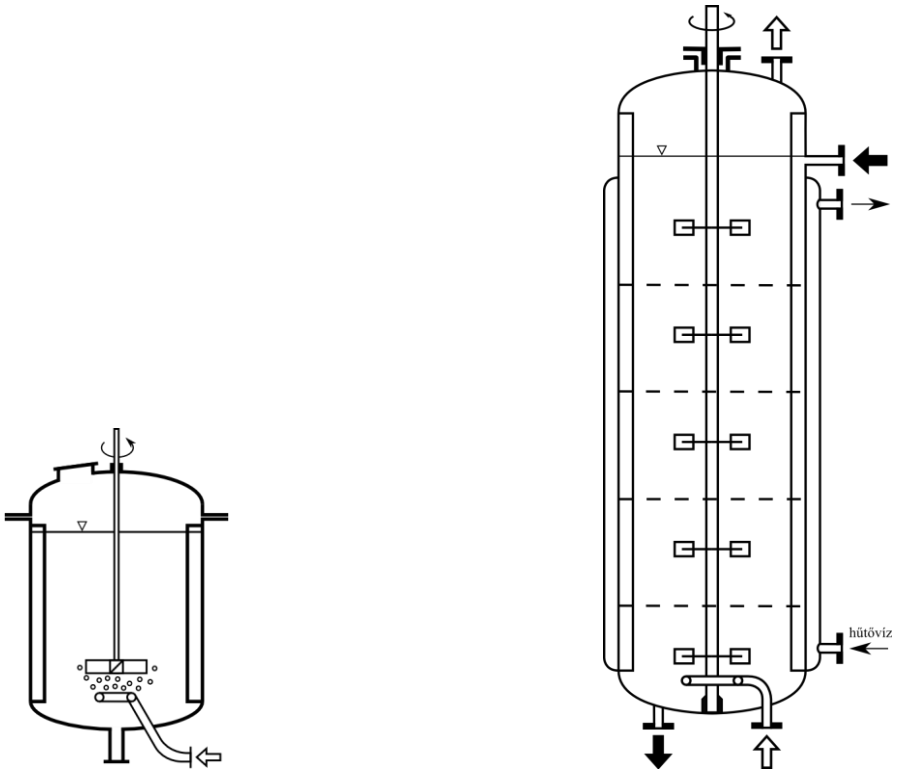


12.6. ábra: KEBIZUTA tányér

A keresztáramú billenőelemes zuhanytányérok (KEBIZUTA) tányérrésze magukból a billenőelemekből épül fel, áll össze. A tartópálcákra felhúzott ellensúllyal (ellenlapocskával) rendelkező billenőelemek az ellensúly mértékének függvényében meghatározott működési tartományban üzemelnek. Elsősorban környezetvédelmi feladatánál, szilárd anyaggal szennyezett gázok mosásánál alkalmazzák ezt a megoldást.

12.2. Keverős reaktorok

A keverős készülékek közül a legegyszerűbb a keverős tartályreaktor (10.71 ábra). A szokásos tartály magasság/átmérő arány 1,2 – 1,5 közötti érték (a folyadék magasság rendszerint egyenlő a tartályátmérővel). A nagy tartályok térfogata 10 – 20 m^3. Amennyiben szükséges a reakcióhoz, úgy a gáz bevezetése egy elosztón keresztül a keverő elem alá történik. Intenzív keverésnél (kerületi sebesség: 1 – 2 m/s) nagy anyagátadási tényező ($\beta_L = 5 \cdot 10^{-4}$ m/s), és fajlagos felület érhető el. Az intenzív keveréssel a jó hőátadás is megvalósul.



a) Kevert tartályreaktor *b) Keverős oszlop reaktor*

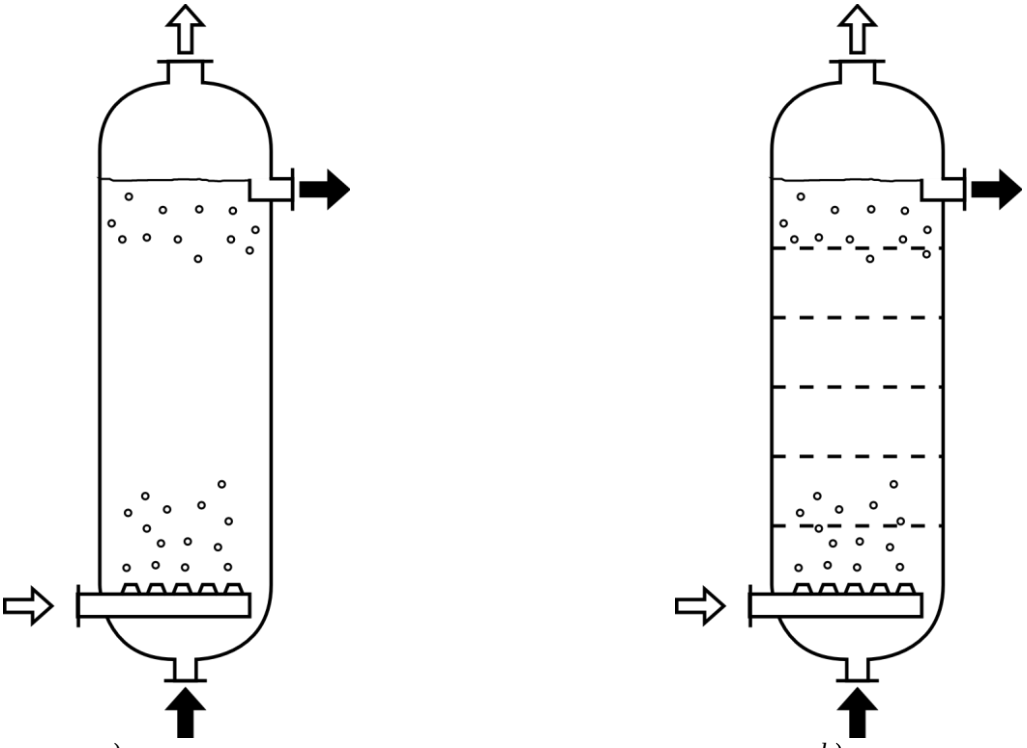
10.7 ábra. Keverős reaktor: a) Kevert tartályreaktor; b) Keverős oszlop reaktor

Ha a keverési sebesség nagyobb egy kritikus értéknél, a gázsebesség gyakorlatilag nem befolyásolja a reaktor működését. Ez különösen akkor előnyös, ha a bevezetett gáz csak tiszta reagáló komponens, és majdnem teljesen elnyelődik, mire eléri a folyadék felszínét. A legtöbb esetben a gáz egyszeri áthaladása nem elegendő a gáz komponens megfelelő mértékű elreagáltatására.

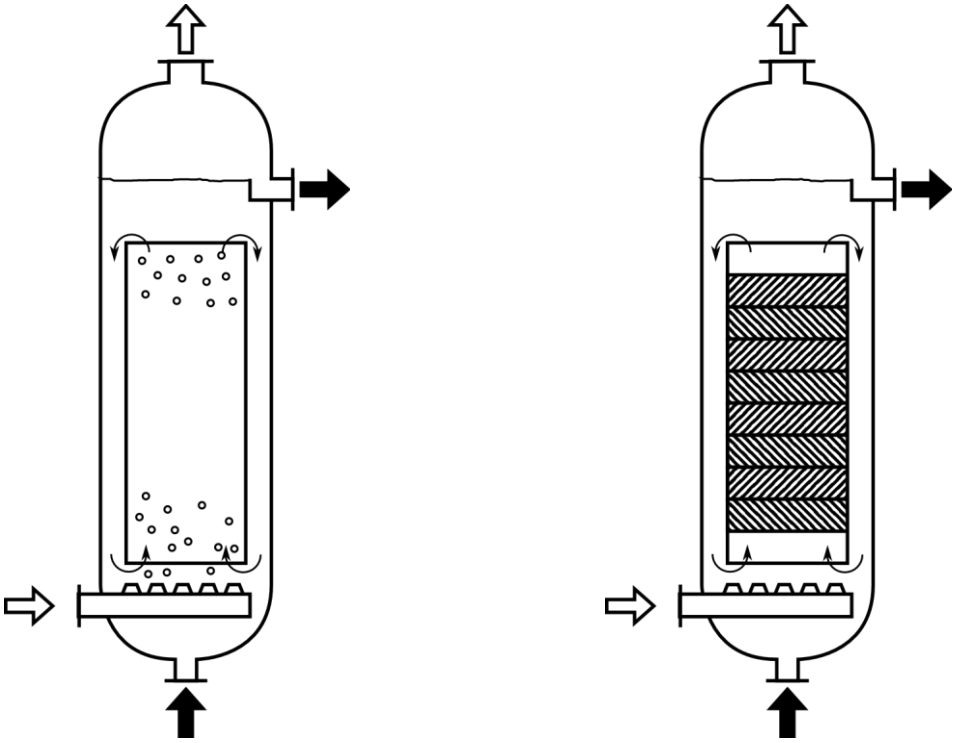
12.3 Buborékoltató oszlopok

A gázt az oszlop alján egy elosztón keresztül buborékoltatják a folyadékba (10.8 ábra). Az elosztó lehet perforált cső (legtöbbször körgyűrű formájú), perforált tányér, de finom elosztásra szinterezett tányért is használnak. Az oszlop szokásos méretaránya: $H/D = 4-10$. Nagyon magas oszlopoknál az oszlop felső részében csökken a fajlagos anyagátadó felület. A hidrosztatikus nyomás csökkenése miatt pedig, lassú reakcióknál, deszorpció is bekövetkezhet. A folyadék hold-up és a tartózkodási idő nagy. Tehát a buborékoltató oszlop használható, ha a folyadék fázisban lassú a kémiai reakció. A gáz hold-up (gázra vonatkoztatott porozitás, azaz folyadékba zárt gáz térfogata) viszont kicsi, így a gáz fázis

átlagos tartózkodási ideje is kicsi. A gázterhelés (az üres oszlop keresztmetszetre számított sebesség) növelésével a gáz hold-up (ε_G), az anyagátadási együttható (β_L) és a fajlagos érintkezési felület (a) is növekszik. A gázsebesség felső határa kb. 0,3 – 0,4 m/s, e felett megváltozik a heterogén rendszer szerkezete, és instabil működés jöhet létre.
A felfelé mozgó gázbuborékok alaposan átkeverik a folyadékot, ennek hatására jó a hőátadás a reaktor falánál. Exoterm reakciónál a hőelvonás tehát könnyen megoldható és a folyadék jó keveredése miatt helyi túlmelegedés sem jön létre.
Az egyszerű (üres cső) buborékoltató reaktorokban nagyon nagy a folyadékban a visszakeveredés és a gáz fázisban is jelentős axiális keveredés alakulhat ki (különösen nagy átmérőjű oszlopokban). A visszakeveredés jelentősen csökkenthető, ha az oszlopokat perforált tányérokkal szekciókra osztják vagy töltetet helyeznek el bennük (10.8.b. ábra)



12.8. ábra. Buborékoltató oszlop reaktor: a, üres oszlop; b, szitatányéros oszlop

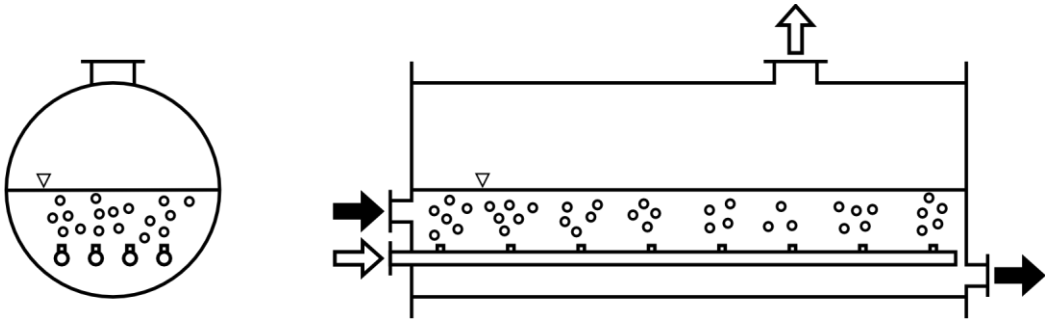


a) *b)*

12.9. ábra. Buborékoltató oszlop reaktor: a, üres oszlop belső recirkulációs csővel; b, üres oszlop rendezett töltetes betétcsővel

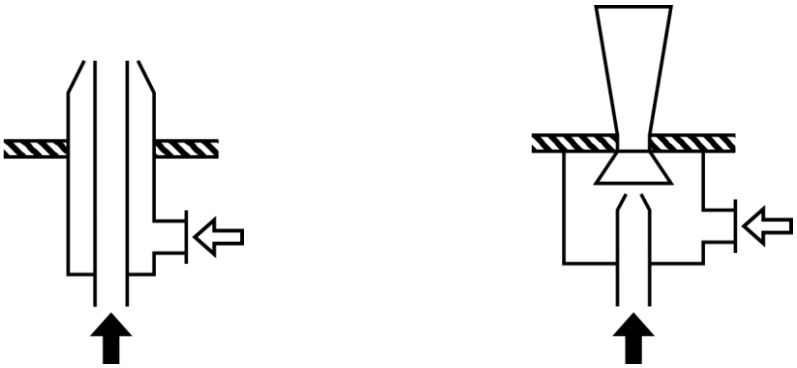
Szitatányérokkal az oszlopot egyforma magasságú kamrákra osztják. A lyukak méretét (2 – 4 mm) úgy választják meg, hogy azokon a folyadék és a gáz is áthaladhasson. A kamrák magassága kis átmérőjű oszlopoknál ($D < 1$ m) megegyezik az átmérővel. Egy-egy kamrán belül tökéletes keveredést tételezhetünk fel, így az egész reaktor jól leírható.
A töltött oszlopok is üzemeltethetők gáz diszpergálással. A töltet jelenléte miatt azonban növekszik a nyomásesés az oszlopon. A töltet csökkenti a visszakeveredést és hátráltatja a buborékok egyesülését. Ezzel együtt a gáz hold-up 15 – 80 %-al megnövekszik az üres oszlophoz viszonyítva. A töltött buborékoltató oszlopok előnyösen használhatók olyan reakcióknál, ahol a gáz mennyisége jelentősen csökken a reakció előrehaladásával. Néhány esetben a töltet egyúttal katalizátora is a reakciónak. Például a benzol klórozásánál vas Raschig-gyűrű töltetet alkalmazva a vasból kis mennyiségben $FeCl_3$ keletkezik, ami katalitikus hatású a klórozásban.
Nagy térfogatú buborékoltató reaktorokat használnak fehérje előállítására alkoholokból (metil-alkoholból, etil-alkoholból), illetve a szennyvíztisztításban.

Horizontális buborékoltató tartályreaktor egy fekvő hengeres tartály (10.10. ábra) melynek alján, egy elosztón rendszeren keresztül vezetik be a gázt. A horizontális elhelyezés előnye a kis nyomásesés, hátránya a gáz buborékok kis tartózkodási ideje a folyadékban.



12.10 ábra. Horizontális buborékoltató tartályreaktor

Ejektor és injektoros gázbevezetést is alkalmazhatunk. Ekkor a gázt egy fúvókán keresztül diszpergálják a folyadékba. A fúvóka a reaktor tetején vagy az alján helyezkedik el (10.11 ábra). A fúvókában viszonylag kis térfogatba történik az energia bevitel. Ennek hatására lokálisan nagy fázis határfelület keletkezik, amely a reaktor egész térfogatára elosztva a más reaktor típusokhoz hasonló átlagértéket eredményez. Az injektor alkalmas a folyadék fázis felett összegyűlt, nem reagált gáz komponens recirkuláltatására.

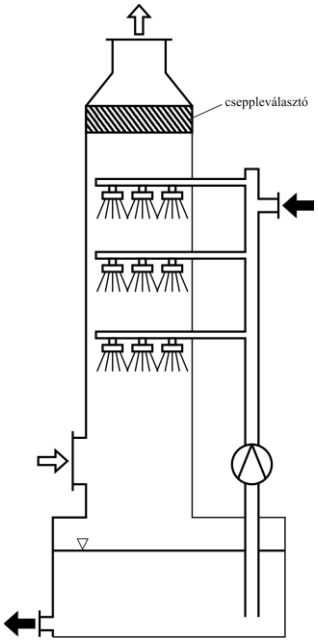


a) *b)*

12.11. ábra. Ejektor és injektor: a) ejektor b) injektor

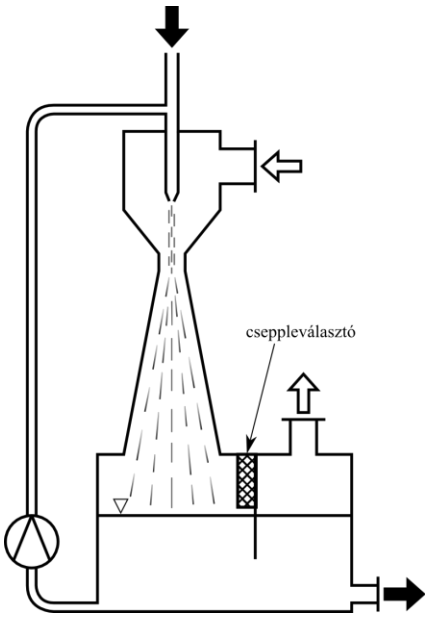
12.4. Permetező oszlopok

A permetező oszlopreaktoroknál a folyadékot egy fúvókán keresztül vezetik a toronyba (10.9. ábra). A nagy nyomáskülönbség hatására a folyadék kis cseppekre válik szét és ezek ülepednek a folytonos gáz fázisban. A nyomásesés az oszlopban kisebb, mint a gáz diszpergálással üzemelő készülékekben. Általában nem jó anyagátadó készülék, a k_La értéke kicsi. Ez a reaktor jól használható, ha szilárd fázisú termék is keletkezik. A füstgáztisztításnál például NaOH oldatot permeteznek a reaktorba. A forró gáz szenzibilis hője és a reakcióhő elegendő a víz elpárologtatásához. A keletkező nátrium-karbonát részecskék leülepednek a torony aljára.



12.12.. ábra. Permetező oszlop

Venturi-mosók esetében a reaktor egy Venturi-cső, amelyben nagy sebességgel (v > 30 m/s) áramlik a gáz. A szűkület előtt vagy a szűkületnél (10.13. ábra) bevezetik a folyadékot, amely itt apró cseppekre szakad. Kicsi a gázban a nyomásesés. Szilárd szemcsék nem zavarják a működését, alkalmas egyidejű porleválasztásra is. A Venturi-cső térfogata kicsi, ebből következően a tartózkodási idő is kicsi. Így nagyon gyors vagy pillanatszerű reakciók (pl. semlegesítés) megvalósítására alkalmas. A reaktor másik része egy ülepítő, ahol a gáz, folyadék és szilárd komponenseket elválasztják egymástól. A Venturi-mosót használják véggázok kéntelenítésére. Az SO_2-ot mész vagy MgO szuszpenzióval reagáltatják.



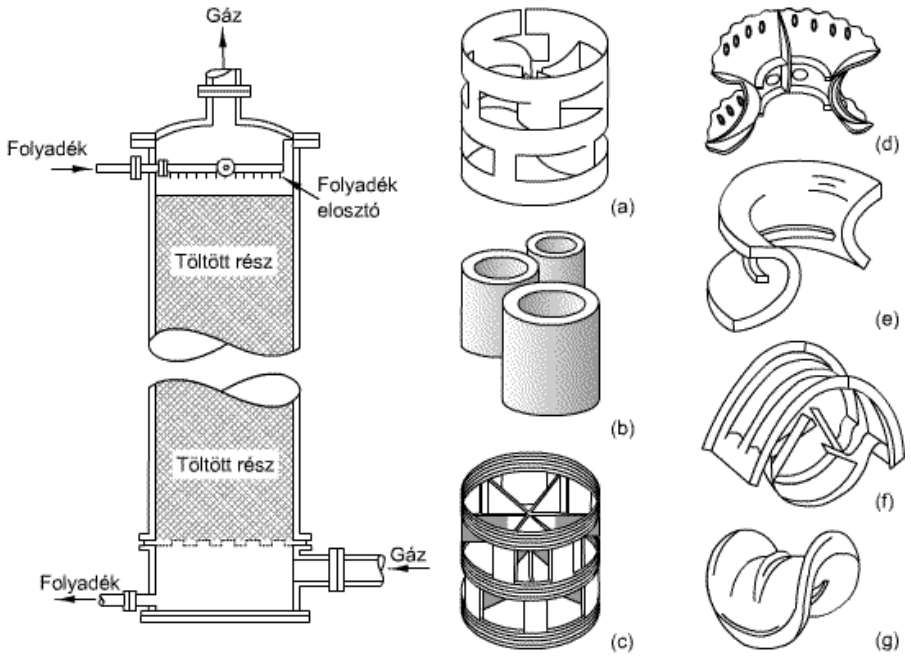
12.13. ábra. Venturi-mosó

A gáz diszpergálással üzemelő készülékekben gyakran előfordul az erős habképződés. Ezt nem lehet előre megjósolni, mert sok esetben kis mennyiségű szennyezés is elegendő a hab kialakulásához. A jelenség habzásgátló szerekkel általában megszüntethető. Viszont egy új

komponenst viszünk be a reakcióelegybe, ami később elválasztási nehézségekhez vezethet. A másik megoldás lehet a mechanikus habtörők beépítése. Keverős és buborékoltató oszlopoknál gyakran használnak ilyen szerkezeteket. Csökken a habmagasság, ha az oszlopok helyett horizontális elrendezésű készülékeket használunk. Amennyiben egyik módszer sem alkalmas az erős habzás megakadályozására, filmreaktorokat vagy folyadék diszpergálással működő reaktorokat kell választani.
Sok reakcióelegy (polikondenzációs reakció, fermentáció, polimer oldatok, zagyok) reológiai tulajdonsága alapján a nem-newtoni folyadékok közé tartozik. Ezek eltérő viselkedése (pszeudo-plasztikus, Bingham-plasztikus, tixotróp stb.) megváltoztathatja a reaktor működését. A mechanikus keverőknél például a nyíróerő változik a reaktor sugara mentén. A gáz csatornákban halad a kevert mag környezetében és nagyon kevés buborék jut a fal melletti rétegekbe. A Bingham-plasztikus folyadékoknál a gáz buborékok egyáltalán nem jutnak be a dugattyúszerűen áramló rétegbe. Ilyen esetekben a mechanikus keverővel ellátott filmreaktorok alkalmazhatók.

12.5 Töltött oszlopok

Ezek függőleges oszlopok, amelyeket töltőtestekkel vagy nagy felületű szerkezeti elemekkel töltenek meg. A töltelékes tornyokat gáz és folyadék folytonos, ellenáramú érintkezésére használják.



12.14. ábra. Töltött oszlopreaktor, és a leggyakoribb töltetek

(a) Fém Pall gyűrű, (b) Raschig gyűrű, (c) műanyag Pall gyűrű, (d) műanyag Super Intalox nyereg, (e) kerámia Intalox nyereg, (f) fém intalox nyereg, (g) Berl nyereg

A folyadékot a toronyba felül bepermetezik a töltelékre, a gázt pedig alul vezetik be. A folyadék a töltelékágyon keresztül lefelé csörgedez nagy felületet képezve a gáz érintkeztetéséhez. A töltelékes abszorberekben a folyadék kis gázsebességeknél a tölteten vékony filmként folyik, a fázisok érintkezési felülete ezért a töltet nedvesített felülete. Emiatt a tökéletes oszlop a filmoszlop egy változatának tekinthető. Míg azonban a filmoszlopban a

készülék teljes magasságában létrejön a folyadékfilm, a töltelékes oszlopban minden töltetelem mentén megújul. Az anyagátadási átadási tényező növelése a film abszorberekhez hasonlóan itt is a gázsebesség és a turbulencia növelésével érhető el (lsd. Prandtl filmelmélet), ez azonban együtt jár a nyomásesés növekedésével. A gázsebesség növelésével el lehet jutni, az úgynevezett emulgeáció tartományába. A berendezés emulgeációs üzemállapotában a legnagyobb mértékű az átadás, ekkor ugyanis az átadási tényező megnő, és az átadás nem csak a töltet nedvesített felületén játszódik le, hanem a töltetek közötti térben kialakuló, megújuló cseppek, illetve buborékok felületén is. Ha tovább növekszik a gázsebesség, az oszlop elárasztódik. Ez egy jól definiált sebességértéknél következik be, ekkor a folyadék már nem képes az oszlopban lefelé haladni. Ennél nagyobb gázsebességnél a gáz a folyadékot kihordja az oszlopból.

A fajlagos átadási felületet a (m^2/m^3) alapvetően a töltet határozza meg. Minden esetben műszaki-gazdasági megfontolások alapján kell kiválasztani az optimális töltetet. A torony töltelékének meg kell felelnie a következő követelményeknek.

- A folyadék és gáz részére nagy felületet biztosítson. A tölteléknek a megtöltött készülékrész egységnyi térfogatára vonatkoztatott felülete, a fajlagos felület a legyen nagy, de nem mikroszkopikus értelemben. Kokszdaraboknak például porózus szerkezetük következtében nagy a felülete, de a pórusok nagy részét elzárja a csörgedező folyadékfilm. A töltelék a fajlagos felülete mindenesetre mindig nagyobb, mint a folyadék és gáz fázisfelülete.
- Rendelkezzék a közegek áramlása szempontjából megkívánt jellemzőkkel. Ez rendszerint azt jelenti, hogy a töltelék szabad térfogat hányada nagy legyen. A tölteléknek szűk torony keresztmetszeteken nagy térfogatáramlást kell lehetővé tennie, feltöltődés vagy elárasztás nélkül, a gáz kis nyomásesése mellett. A gáz nyomásesésének nagyobb részben legyen áramlási súrlódásos, mint a többszöri térfogatváltozás eredménye, mivel előbbi sokkal hatékonyabban segíti elő a nagy anyagátadási tényezők elérését.
- A töltet legyen kémiailag ellenálló, az eljárásban résztvevő közegekkel szemben, legyen megfelelő szilárdságú és olcsó. A töltet anyaga: kerámia, porcelán, acél, műanyag, fa vagy grafit is lehet. Különböző alakú tölteteket használnak. A legelterjedtebb a vékony falú kerámia gyűrű, melynek átmérője és magassága megegyezik (Rasching -gyűrű). Mérete 10-150 mm-es lehet. A nagyobb méretűeket az oszlopban rendezetten, a kisebbeket ömlesztve rakják be. A töltet méretének növelésével csökken a hidraulikus ellenállás, de a fajlagos felület is. A rendezett töltet ellenállása kisebb, mint a rendezetlené, de az egyenletes nedvesítés rendezett töltetnél nehezen megoldható. A Rasching- gyűrű töltetet azért használják szívesen, mert gyártása egyszerű, olcsó. A fajlagos felület növelésére a töltet alakján módosítani is szoktak, a gyűrűt belső válaszfallal, falakkal képezik ki. Eltérő alakú töltet a Berl-nyereg, az Intalox-nyereg. Ezeknek a kerámia tölteteknek az átadási tulajdonsága jobb, nyomásesésük kisebb, mint a Rasching-gyűrű tölteté, áruk viszont magasabb. Újabb, speciális oszlopokban még fémszalagból készülő spirális töltetet, fémháló töltetet is használnak. Ezeket szabályosan rakják be. A töltet méretének megválasztásánál figyelembe kell venni azt, hogy minél nagyobb a töltet, annál nagyobb lehet a gázsebesség, és annál kisebb az oszlop hidraulikus ellenállása. A töltet kis mérete viszont nagy fajlagos felületet jelent. Ezért az utóbbit akkor alkalmazzák, ha a hidraulikus ellenállás megnövekedése nem okoz problémát, tehát például nyomás alatti abszorpciónál.

Bár több készüléktípus használható gáz és folyadék folyamatos ellenáramú érintkeztetésére, az ipari berendezések legnagyobb része vagy tányéros, vagy töltelékes torony típusú, mivel ezek a szerkezetek bizonyultak megbízhatónak és hatásosnak. Mindegyiknek megvan a speciális használhatósági területe. *A töltelékes tornyokban a* nyomásesés általában kisebb, mint a tányéros típusnál, ennek következtében különösen alkalmas vákuum műveletekhez. Gyártási költsége kisebb, legalábbis kis és közepes átmérők esetén, ha korrozív közeget kell feldolgozni. Nagy átmérőjű töltelékes tornyok általában nem kedvezők, mivel nehézséget okoz a folyadék többszörös ismételt elosztása, és a költségek is nagyobbak. *A tányéros tornyokban* fentiekkel szemben a feldolgozandó folyadék és gázáramlás mennyiségei tág határok között változtathatók. A gáz- vagy folyadékáram közbenső kivezetése könnyen megoldható, hűtő csőkígyók beszerelése, valamint a tisztítás búvó- vagy kézi nyílásokon keresztül szintén lehetséges. A folyadék- és gázelosztással kapcsolatban jóformán nincsenek nehézségek, a nyomásesés azonban aránylag nagy. Nagyobb méreteknél gazdaságosabbak, mint a töltelékes tornyok.

12.6 Folyamatos működésű reaktorok

A folyamatos működésű reaktorokat négy fő csoportba sorolhatjuk:

1. Keverő-ülepítő egységekből álló készülékek: egy keverő-ülepítő egység, több fokozatból álló telepek, tornyok.
2. Gravitációs oszlopok:
   - energia bevitel nélkül működő oszlopok: permetező, töltött, szitatányéros;
   - mechanikus energia bevitellel működő oszlopok:
     * keverős oszlopok: Scheibel, RDC, Oldshue-Rushton, Kühni, ARDC,
     * pulzáltatott oszlopok: töltött, szitatányéros, Karr.
3. Centrifugális készülékek.
4. Csőreaktorok.

12.6.1 Keverő-ülepítő készülékek

A keverő-ülepítő egységekből felépülő berendezések egyszerűek és hatékonyak. Alkalmasak nagy mennyiségű anyag feldolgozására. A fázisok aránya széles tartományban változtatható. A keverés az egyes egységekben optimális értékre állítható be. Szilárd szemcsés anyag is lehet a rendszerben. Tervezése és méretnövelése biztonságosan elvégezhető.

Egy keverőből és ülepítőből álló egység is elegendő nagyon gyors vagy pillanatszerű reakciók végrehajtására (pl. semlegesítés). A szabad zsírsav eltávolítása a növényi olajokból vizes vagy alkoholos NaOH oldattal megvalósítható ebben a reaktorban. A szerves vegyületek klórozásánál igen gyakran oldott HCl marad a végtermékben. A savmentesítés NaOH oldattal egy lépcsőben megvalósítható.

A keverő-ülepítő egységek összekapcsolásával kaszkád reaktort lehet kialakítani. A két nem elegyedő fázis egyen- vagy ellenáramban haladhat végig a berendezésen. Aromás vegyületek nitrálásánál például az ellenáramú üzemeltetésnél a hőképződés jobban eloszlik az egységekben, így hőtani szempontból könnyebb szabályozni a reaktort.

Nagyon korrozív elegyeknél a mechanikus keverőket inert gáz átbuborékoltatással helyettesítik (pl. a nyers naftalin tisztítása kénsavval 100°C hőmérsékleten levegő átbuborékoltatással történik). A keverő-ülepítő reaktorban nagy a folyadékok tartózkodási

ideje, ami sok esetben kedvez a mellékreakcióknak, ezáltal romlik a szelektivitás. Ebben az esetben más típusú készüléket kell választani.

12.6.2. Gravitációs ellenáramú oszlopok

Az ellenáramú oszlopokba a nehéz fázist fölül, a könnyű fázist alul táplálják be. A reaktort az egyik fázis folytonosan tölti ki, benne a másik fázis cseppek formájában áramlik. Az energia bevitel nélkül működő oszlopok előnye, hogy mozgó alkatrészt nem tartalmaznak, így meghibásodásra nem hajlamosak. Egyszerű szerkezetűek, ezért olcsók. Hátrányuk viszont, hogy kicsi a hatékonyságuk, kedvezőtlen a cseppméret eloszlás és az anyagátadó felület is kicsi.

A **permetező** oszlopban cseppképződés csak a betáplálás helyén történik. Az üres oszlopban a folytonos fázisban nagyon nagy a visszakeveredés. Kis hatásfoka miatt semlegesítésre, mosásra használják. Nagyon szennyező anyagoknál is gyakran alkalmazzák, mert könnyen tisztítható. Használják zsírok, olajok nyomás alatti hidrolízisére, zsírsavak és glicerin előállítására.

A **töltött** oszlopban a töltet növeli a folytonos fázis turbulenciáját, csökkenti az axiális keveredést. A diszpergált fázis cseppjei a töltött oszloprészben egyesülnek (koaleszcencia), majd újra diszpergálódnak, ezzel állandóan megújul a fázishatár felület. A gáz – folyadék érintkeztetésnél bemutatott töltetek itt is használhatók. A töltelék anyagát úgy kell megválasztani, hogy a diszpergált fázis ne nedvesítse, különben a cseppek a töltet felületén filmé egyesülnek és az anyagátadó felület jelentősen lecsökken. Hidrofil töltet (üveg, kerámia, fém) alkalmazásakor a víz a folytonos fázis. Néhány esetben kívánatos, hogy a szerves fázis legyen a folytonos, ilyenkor műanyag (polietilén, politetrafluor-etilén stb.) töltet ajánlható. Nem használható töltött oszlop, ha szilárd anyag van (vagy keletkezik) a reakcióelegyben, mert a töltet eltömődik.

A **szitatányéros** oszlop a rektifikáló oszlophoz, tányéros abszorberhez hasonló szerkezetű. Túlfolyóval ellátott változata is használható. A cseppek kb. 2 mm átmérőjű lyukakon képződnek. A tányérok közzé néha a cseppek egyesülését elősegítő töltetet (polipropilén szál) építenek be.

Energia bevitellel javul az anyagátadás, növekszik az anyagátadó felület, jobb a konverzió (azonos térfogatú reaktorban). A keverős oszlop reaktorok két legismertebb képviselője a **forgótárcsás** oszlop (RDC) és az **Oldshue-Rushton** oszlop (MIXCO). Mindkét rektornál az oszlopot álló gyűrűkkel egyenlő térfogatú egységekre osztják. A fázisok keverését az egységek közepén elhelyezett, közös tengelyre szerelt keverőtárcsák (RDC), vagy négy (hat) lapátos tárcsás turbinakeverők (MIXCO) biztosítják. A hatásfok és a terhelhetőség a keverő fordulatszámával befolyásolható. Az átlagos oszlop hatásfok a keverő fordulatszámának növekedésével maximumon halad keresztül. A hatásfok romlását az intenzív keverés hatására kialakuló visszakeveredés okozza. A visszakeveredés csökkentésére fejlesztették ki az **aszimmetrikus forgótárcsás** oszlopot (ARDC).

A **pulzáltatott** oszlopok lehetnek tányéros szerkezetűek, vagy töltött oszlopok. A reaktorban levő folyadék fel-le mozgatásának (pulzáltatás) a frekvenciája és az amplitúdója változtatható. A pulzáltató szerkezet, közvetítő folyadék segítségével, az oszloptól elkülöníthető, így az az előny, hogy az oszlop nem tartalmaz mozgó alkatrészt itt is kihasználható. A **vibrációs** oszlopban (Karr) nem a folyadékot, hanem a tányér szerkezetet mozgatják (pl. szitatányérok). Nagy térfogatú reaktoroknál ez a megoldás kevesebb energiát igényel, mint a nagytömegű folyadék mozgatása.

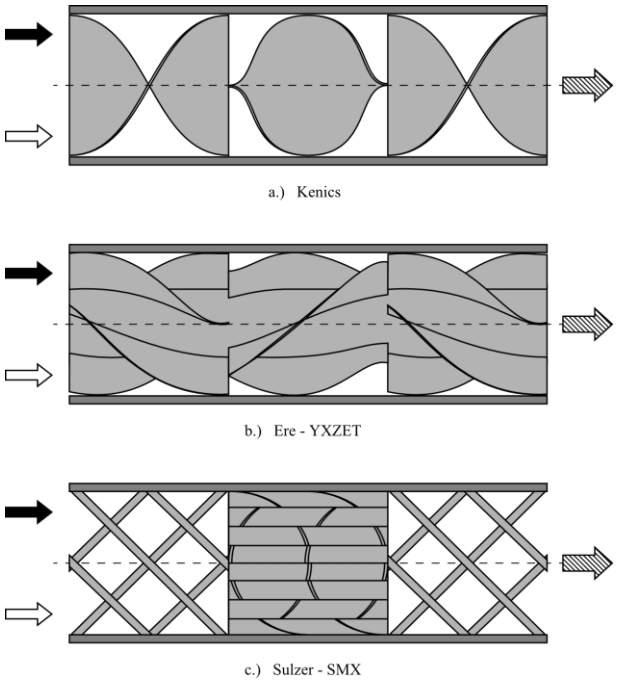
12.6.3. Centrifugális készülékek

Amikor a két folyadék fázis között nagyon kicsi a sűrűség különbség ($\Delta\rho < 50$ kg/m^3) a gravitációs szétülepítés nagyon nehéz vagy lehetetlen. Az érintkeztetésre és az emulzió szétválasztására ilyenkor centrifugális extraktorokat használnak. A tartózkodási idő kicsi, ezért nagyon gyors vagy pillanatszerű reakcióknál alkalmazzák. A rövid tartózkodási idő akkor is előnyös, ha a végtermék tovább reagálhat, vagy a reakció körülményei mellett könnyen bomlik. Használják szulfonált szénhidrogének semlegesítésére, műanyag adalékanyagok semlegesítésére, étolaj finomításra.

Hátrányuk, hogy az áruk lényegesen nagyobb, mint a többi reaktor típusé.

12.6.4. Csőreaktorok

Egyszerű szerkezetük és könnyű üzemeltetésük miatt a csőreaktorok is használhatók viszonylag gyors kétfázisú reakciók megvalósítására. A csövekben emulzió áramlik (0,05 – 1,2 m/s sebességgel), lejátszódik a reakció és a reakcióelegyet egy külön szeparátorban választják szét. A kis átmérőjű csövek előnyösen használhatók nyomás alatti reakciókhoz.



12.12. ábra. Álló keverőelemek

Jobb sugárirányú keveredést és emulzióképzést (közel egyforma nagyságú cseppek) érnek el, ha a csövekbe álló keverő elemeket helyeznek el (10.12. ábra). Ezek a reaktorok alkalmasak nagy viszkozitású folyadékok kezelésére is.

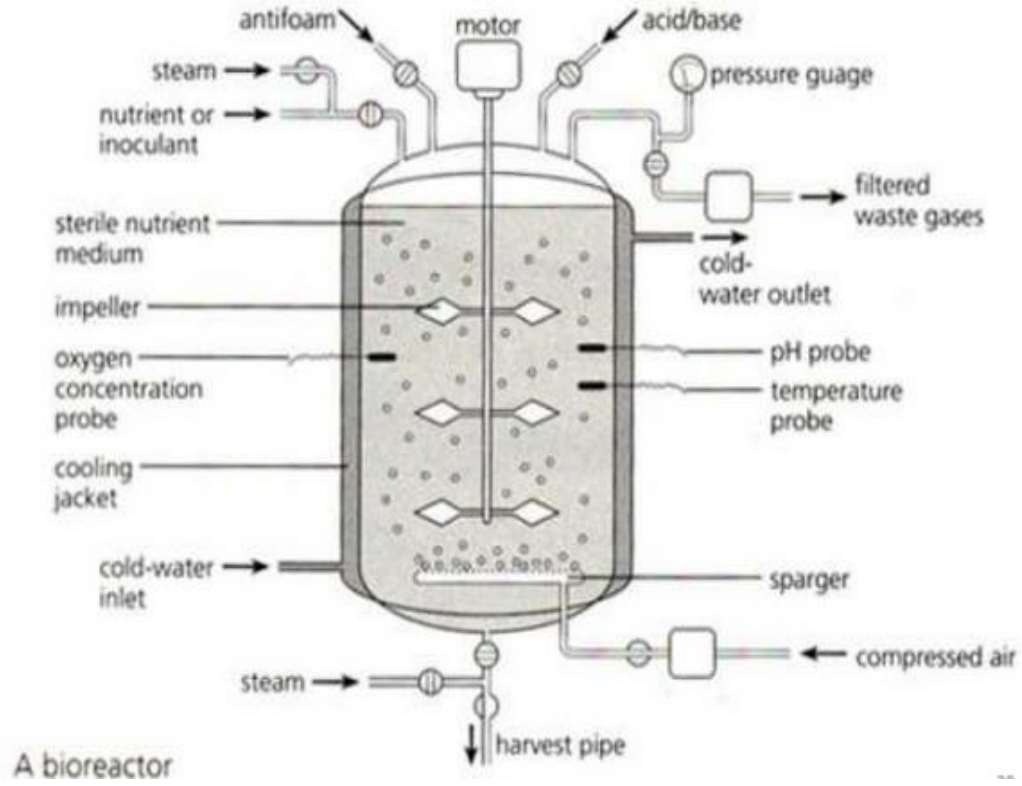
13. Bioreaktorok

Fermentornak vagy bioreaktornak nevezik azokat a berendezéseket, amelyekben enzimkatalizálta vagy mikrobiális fermentációkat végeznek. A fermentoros tenyésztéssel a leggazdaságosabb a termék-előállítás. Fermentorban a mikrobákon kívül emlős és növényi sejtek is tenyészthetők. A fermentor az a „tenyésztőedény", amelyben szennyeződés nélkül, ideális körülmények között és kontrollált módon lehet biokatalizátorok segítségével különböző termékeket előállítani. Egy fermentor teljesítményét a tervezési elve és a működtetése szabja meg. A mikrobiológiai iparban használt fermentációs-egység analóg a kémiai üzemekben használt egységeknek, annak a figyelembevételével, hogy az előbbi egy biológiai folyamat. Ezért bioreaktoroknak is nevezik azokat a fermentorokat, amelyekben biológiai reakciók zajlanak. A bioreaktorok tehát mikroorganizmusok (vagy más sejtek) tenyésztésére alkalmas berendezések. A különböző bioreaktorok nagy méret- és komplexitásbeli különbségeket mutatnak, a 10 ml-es kémcsőben tenyésztett kultúrától a több, mint 100 m^3-es, szigorúan kontrollált tenyésztésig. A különböző fermentorok kapacitásai a következőképpen változnak: laboratóriumi léptékű (1-25 liter), kísérleti méretű (2000 gallonig) és ún. termelési méretű (5000-100000 gallon közötti). Alapvető feladatuk tehát a fermentoroknak, hogy alkalmas körülményeket teremtsenek a hatékony termeléshez.
A termék lehet maga a sejt biomassza, lehetnek enzimek, különböző anyagcseretermékek vagy épp valamilyen biokonvertált termékek. A fermentorok típusai változatosak, az egyszerű tartályoktól az integrált, automatikusan kontrollált rendszerekkel bezárólag sokféle komplexitású fermentort terveztek már. Néhány jól ismert fermentorgyártó: B. Braun Biotech-Sarorius (Németország), New Brunswick Scientific (Amerikai Egyesült Államok), Applikon (Hollandia), Bioengineering és INFORS (Svájc).

A legfontosabb összetevői egy fermentornak a következők:

- A fermentor teste, azaz maga a **tartály**. A laboratóriumi fermentorok üvegből vagy rozsdamentes acélból, míg a nagyobb kapacitásúak általában csak rozsdamentes acélból készülnek. Sterilt körülmények közötti fermentációs folyamatokhoz hagyományosan fa (pl. néhány gyártó az alkoholgyártásban) vagy beton tartályokat alkalmaznak. (tartály méretarány?).
- **Keverők**: legfontosabb szerepük a levegő- és gázfázisok megfelelő összekeverése. A keverők üreges vagy tömör keverőtengelyből és lapátkerekekből állnak. A keverőlapát-tengely szivárgásmentes reaktortestbe építésének kétféle tömítési módja létezik, a tömszelence (Teflon® PTFE tömítőzsinórral) és a mechanikus tömítés.
- **Lapátkerekek**: a keverőtengely lapátkerekei végzik a mikroorganizmusok és tápanyagok, illetve a levegő keveredését a reakcióelegyben, és így egyenletes tömeg és hőeloszlást biztosítanak. Formájukat tekintve többféle keverőlapát-típus létezik. A legújabb fejlesztéseknek köszönhetően, újabb nagyobb hatékonyságú lapátkerekeket is terveztek, ilyen a MIG (ellenáramú lapátkerék) és ennek egy módosulata, az Intermig. Ezekkel már 25 és 40 %-al kevesebb energia-befektetéssel a turbina típusú kerekekkel azonos fokú keverést lehet elérni.
- **Terelőlapok**: szerepük, hogy megakadályozzák az örvények kialakulását és segítsék a levegőztetést. A terelőlapok a fermentortartály belsejében, a függőleges falak mentén helyezkednek el és méretük 1/10-e a tartály átmérőjének. A terelőlapok és a fermentortartály belső fala között távolságnak kell lennie, ami megakadályozza a mikrobák kirakódását.

- **Levegő- vagy gázelosztó készülék**: szerepe levegőbuborékok bekeverése a reaktortérbe, mégpedig alulról. A bejutatott levegő általában sok kis buborék formájában hatásos.
- **Köpeny**: a fermentor hűtés–fűtésére szolgáló térrész a tartály körül. Nagy térfogatú fermentorok esetében, ezt a fermentortér belsejébe vezetett spirálcsővel kombinálják, tehát külső-belső termosztálást alkalmaznak.
- **Szelepek és gőzcsapdák**: a sterilitást követő beoltás, illetve ráadagolás megvalósításához számos szeleppel rendelkezik egy fermentor, olyanokkal, mint pl. gömbszelep, kapuszelep, tűszelep, labdaszelep, dugószelep, hengerszelep, pillangószelep, nyomásszabályozó szelep, biztonsági szelep stb. Steril működtetéshez főleg diafragma- és fojtószelepek alkalmasak.
- **Szondák:** a fermentáció paramétereinek követésére és kontrolljára szolgálnak, olyanoknak, mint, pH, hőmérséklet, habzás és oldott oxigén.



13.1 ábra: Bioreaktor általános felépítése
http://www.slideshare.net/RitasreeSarma/steroid-transformation-bioreactor-and-bioprocess-engineering-61412615

A bioreaktoroknak elsődleges osztályozuk szerint két csoportját különböztethejük meg:

- szuszpendáltatott bioreaktorok
- biofilm reaktorok.

A szuszpendáltatott reaktorokban akár aerob, akár anaerob körülmények között lehet mikroba kultúrákat szaporítani. A mikrobák által termelt biomassza egyszerű gravitációs ülepítéssel eltávolítható, és annak egy része akár visszacirkuláltatható a rendszerbe fenntartartva igy a

megkívánt mikroorganizmus sűrűséget. Ezen az elven működtethetőek szakaszos és folyamatos reaktorok egyaránt.
A biofilm reaktorok esetében a mikrobák túlnyomó többsége egy felülethez rögzítve található a reaktorban. A biofilm reaktorok közé sorolható a membrán-, a fliud ágyas-, a töltött-, a levegőliftes bioreaktor egyaránt.

Más rendszer szerinti csoportosításban az alább főbb kategóriákat tudjuk megkülönböztetni:

- Mechanikailag kevert tankok (agitated vessels)
- Buborékoltatott oszlopok (bubble colunms) melyek nem tartalmaznak mechanikai keverőt, a buborékok áramlása biztosítja a keveredést. A keveredés egy formáját biztosítja a levegőliftes eljárás.
- Hurok reaktorok (loop reaktors), melyeknél szivattyú vagy erős folyadéksugár idézi elő a folyadék cirkulációját
- Membrán reaktorok, többnyire sík, vagy kapilláris, féligáteresztő membránokat alkalmaznak.
- Töltött ágyas reaktorok.
- Mikroreaktorok
- Egyéb típusok, pl. forgó korongos, folyadék-gáz érintkeztetéses, stb.

14. IRODALOM JEGYZÉK

Benedek,P.: A vegyészmérnöki tudomány alapjai, Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1964

Beke,J.,Vass,A.,Szabó,G.: Hőtechnika a mezőgazdasági és az élelmiszeripari gépészetben, Agroinform Kiadó, Budapest, 1994

Brennan, J. et all.: Food Engineering Operations, Elsevier Appl. Sci., London, 1990

Earle,R.: Unit Operation in Food Processing, Pergamon Press, New York, 1983

Fábry,Gy., Hodúr,C, Kerekes,B, Lengyel,A., Szabó,G.: Élelmiszeripari eljárások és berendezések Mezőgazda Kiadó, Budapest, 1995.

Ginzburg, A.SZ.: Szárítás az élelmiszeriparban, Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1968

A. G. Kaszatkin : Alapműveletek, gépek és készülékek a vegyiparban, Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1976.

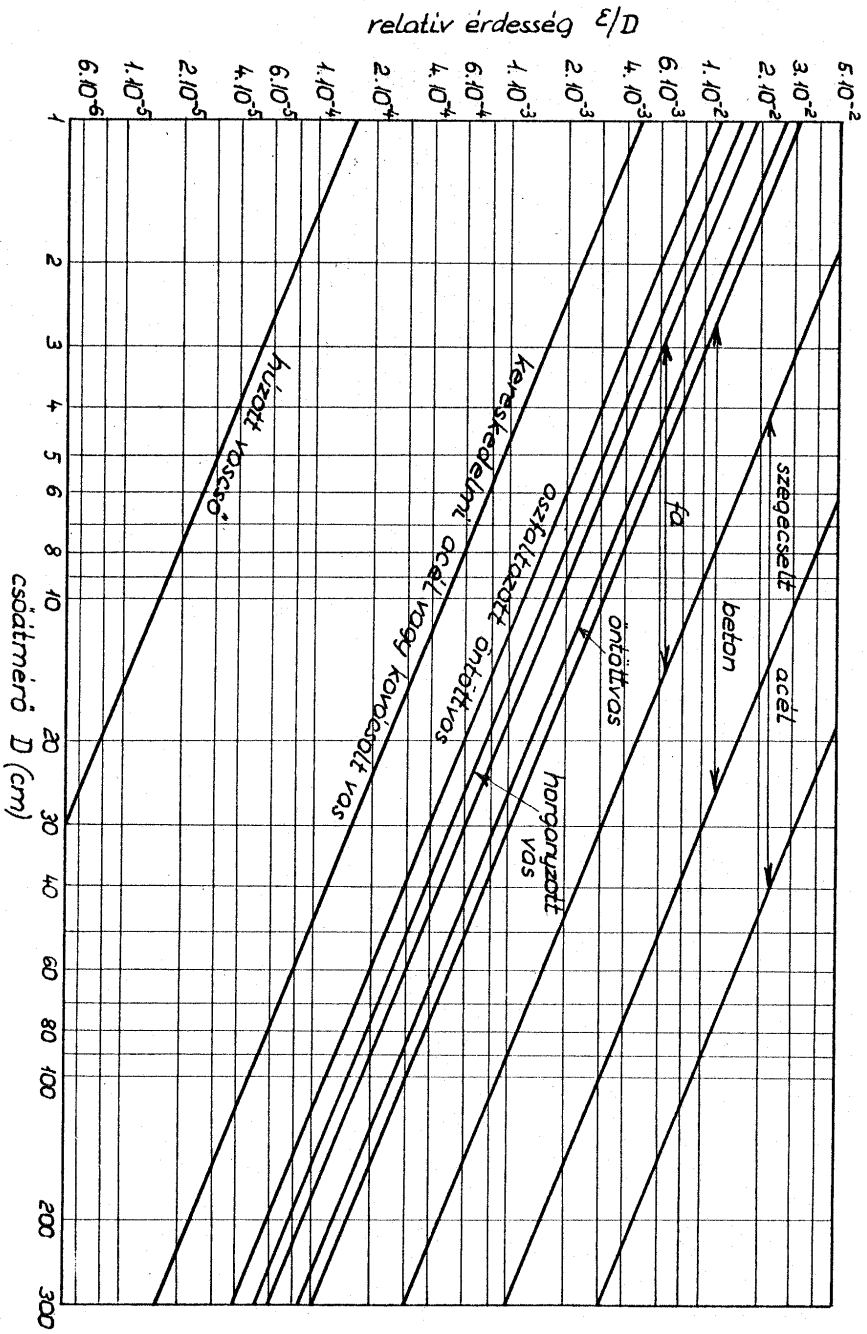
Leinerth, A., Kiss,L.: Vegyipari gépek I. Tankönyvkiadó, Budapest, 1988

Manczinger, J.: Vegyipari műveleti számítások I., Tankönyvkiadó, Budapest, 1992

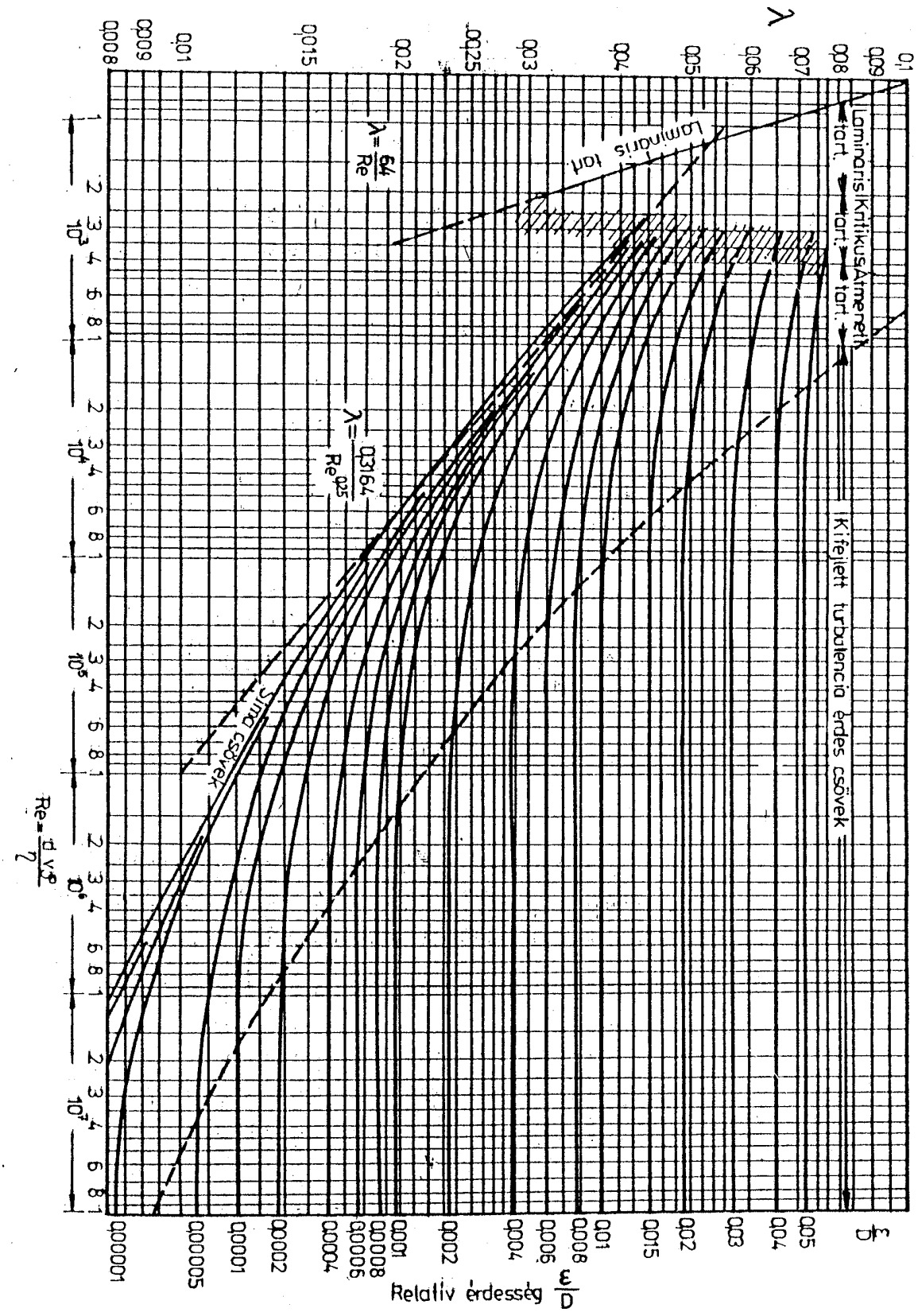
Pavlov,K.,Romankov,P.,Noszkov,A.: Vegyipari műveletek és készülékek számítása, Műszaki Könykiadó, Budapest, 1972.

15 Mellékletek

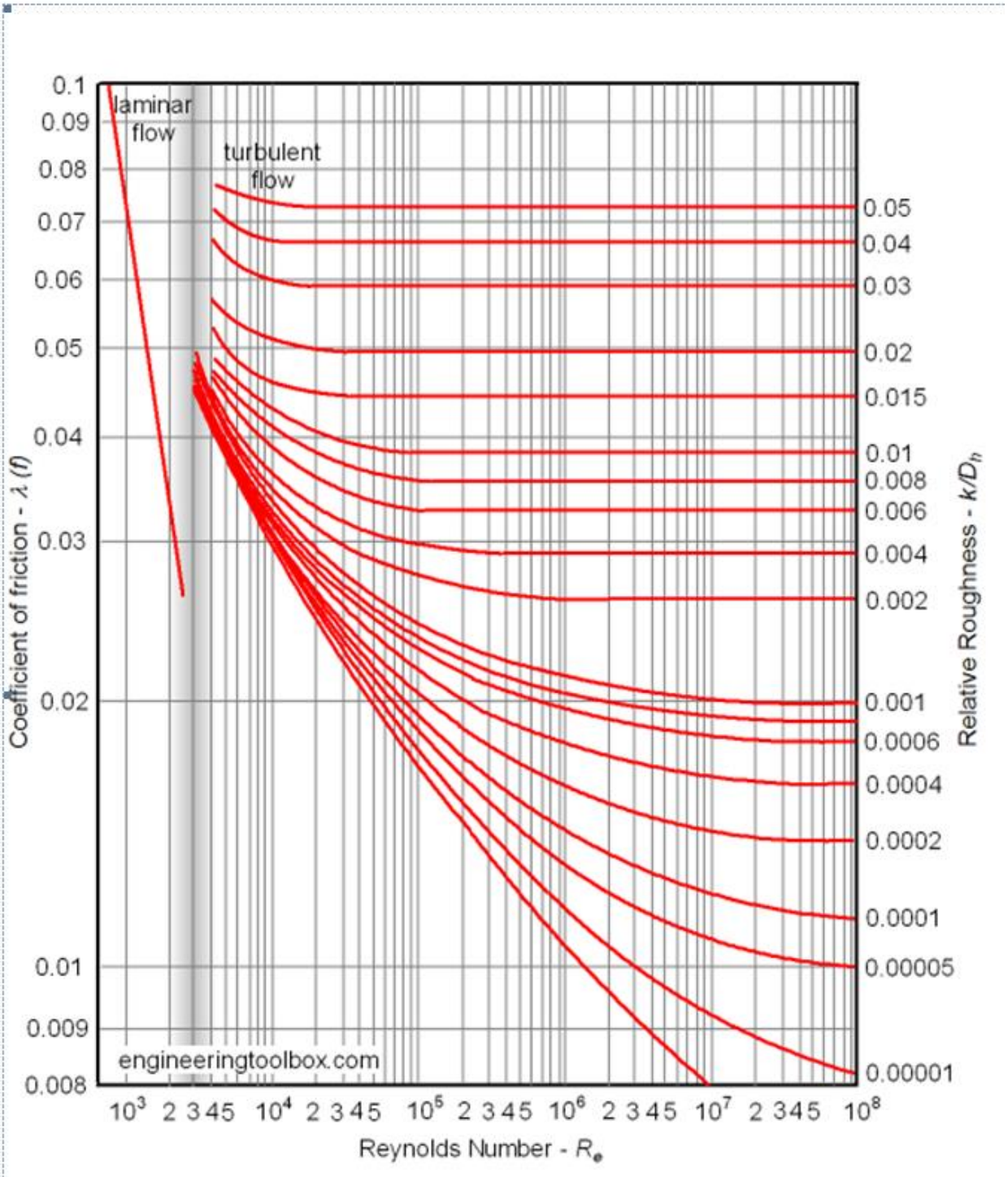
1.sz. melléklet: Csövek relatív érdessége

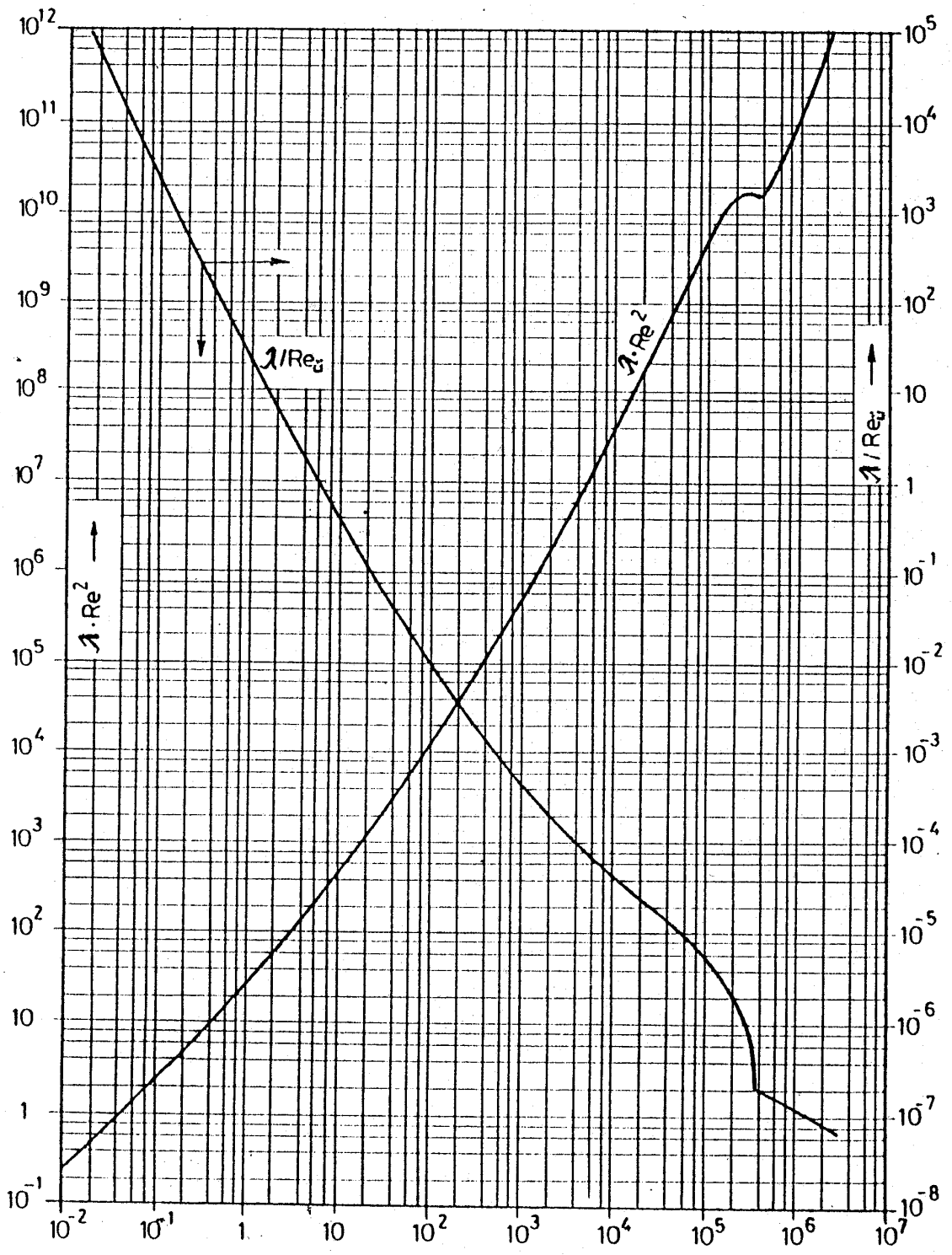


Csövek relatív érdessége

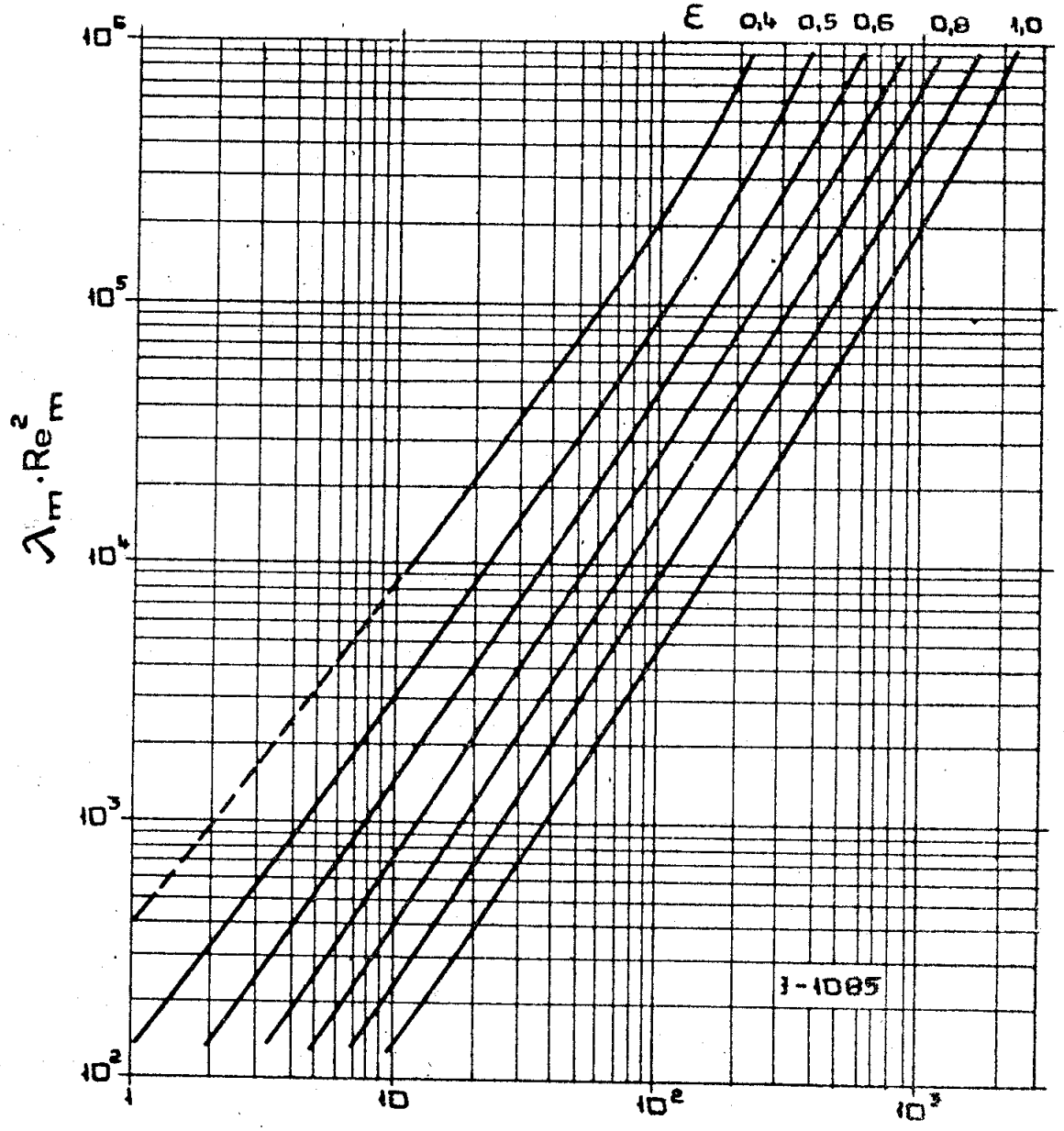


2. sz.melléklet: Súrlódási tényező meghatározása

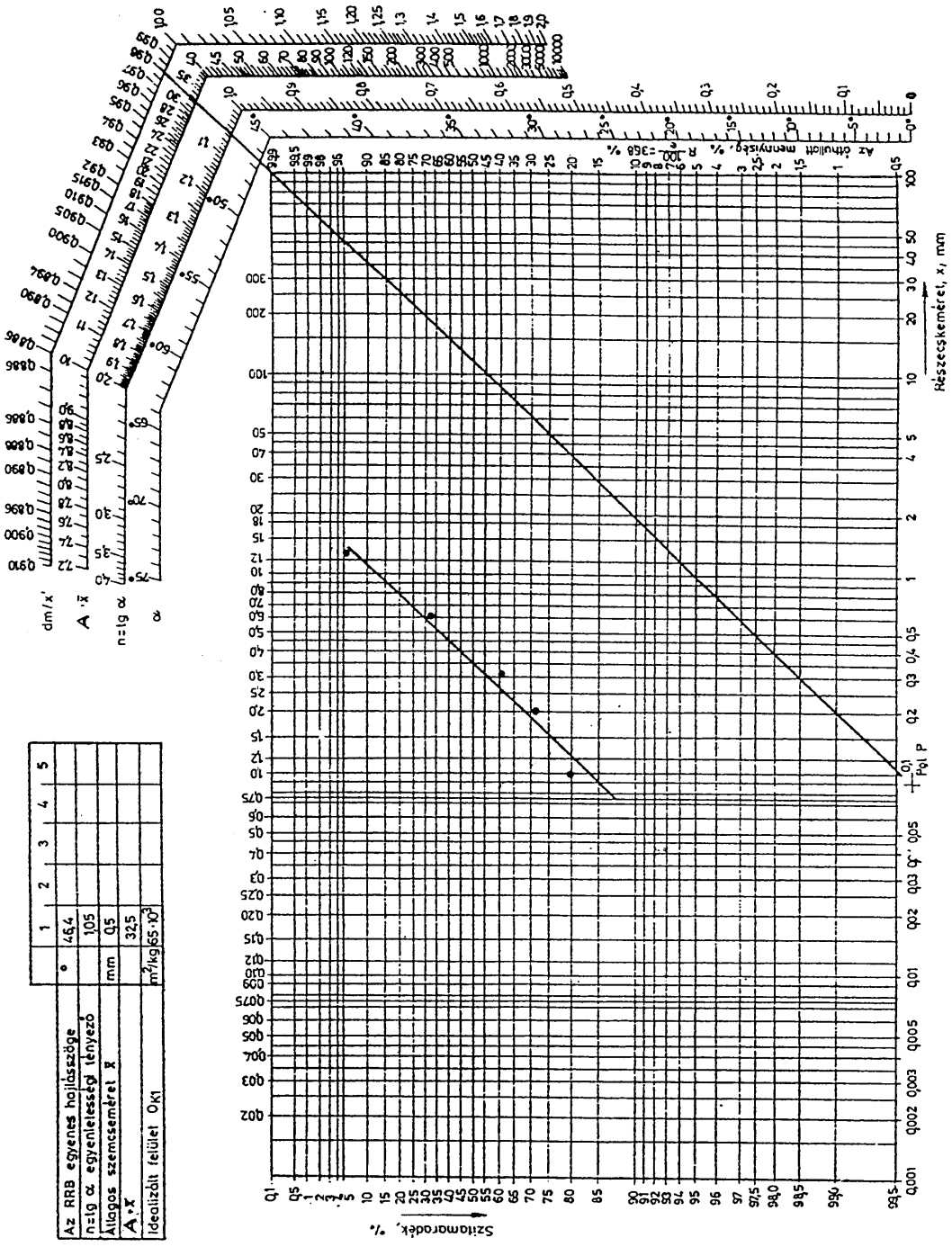

laminar flow
turbulent flow
Coefficient of friction - λ (f)
Reynolds Number - R_e
Relative Roughness - k/D_h
0.1
0.09
0.08
0.07
0.06
0.05
0.04
0.03
0.02
0.01
0.009
0.008
10^3 2 3 4 5 10^4 2 3 4 5 10^5 2 3 4 5 10^6 2 3 4 5 10^7 2 3 4 5 10^8
0.05
0.04
0.03
0.02
0.015
0.01
0.008
0.006
0.004
0.002
0.001
0.0006
0.0004
0.0002
0.0001
0.00005
0.00001
engineeringtoolbox.com



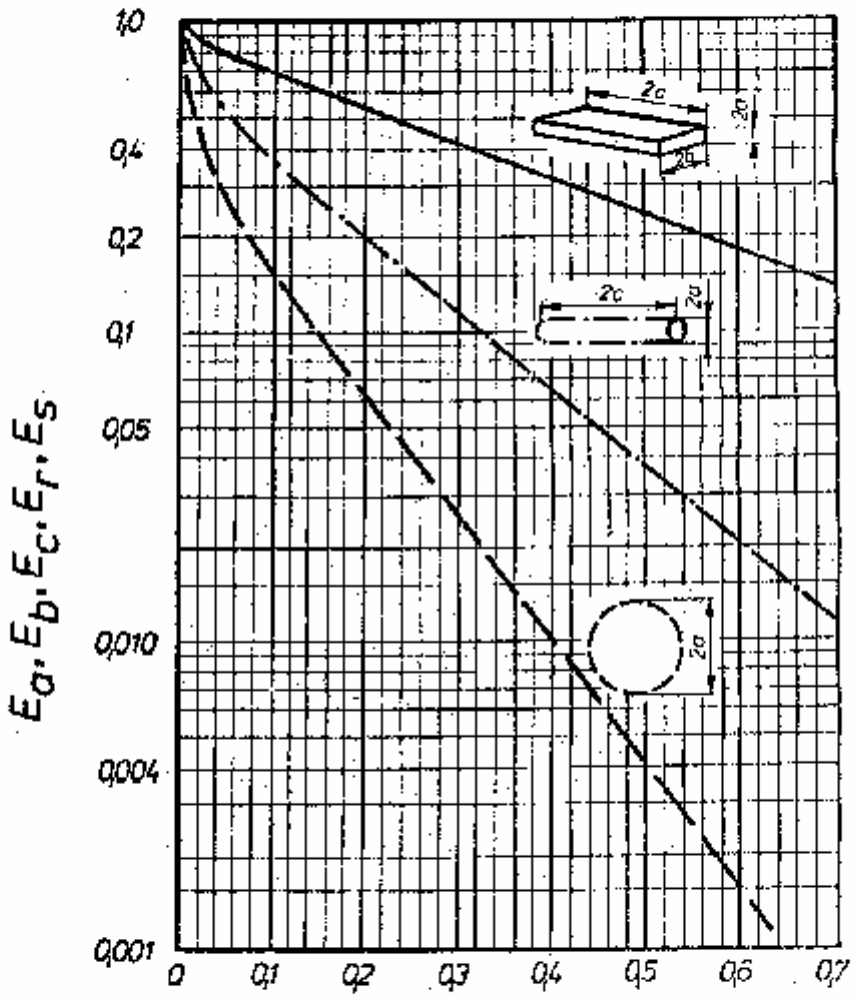
3.sz.melléklet: Ülepedési Reynolds szám meghatározása



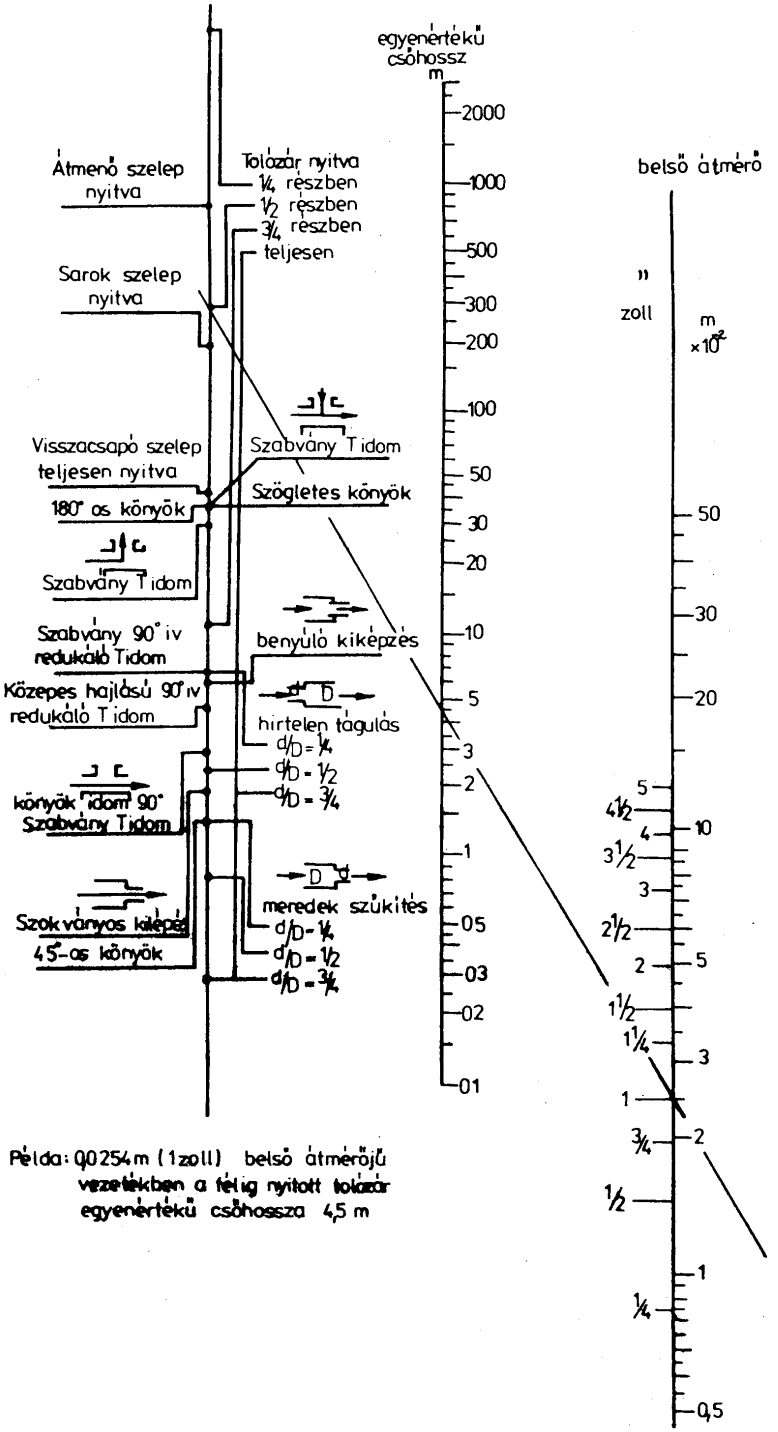
4. sz. melléklet: Fluidizációs nomogram



6.sz.melléklet: Rosin – Ramler – Benett nomogram



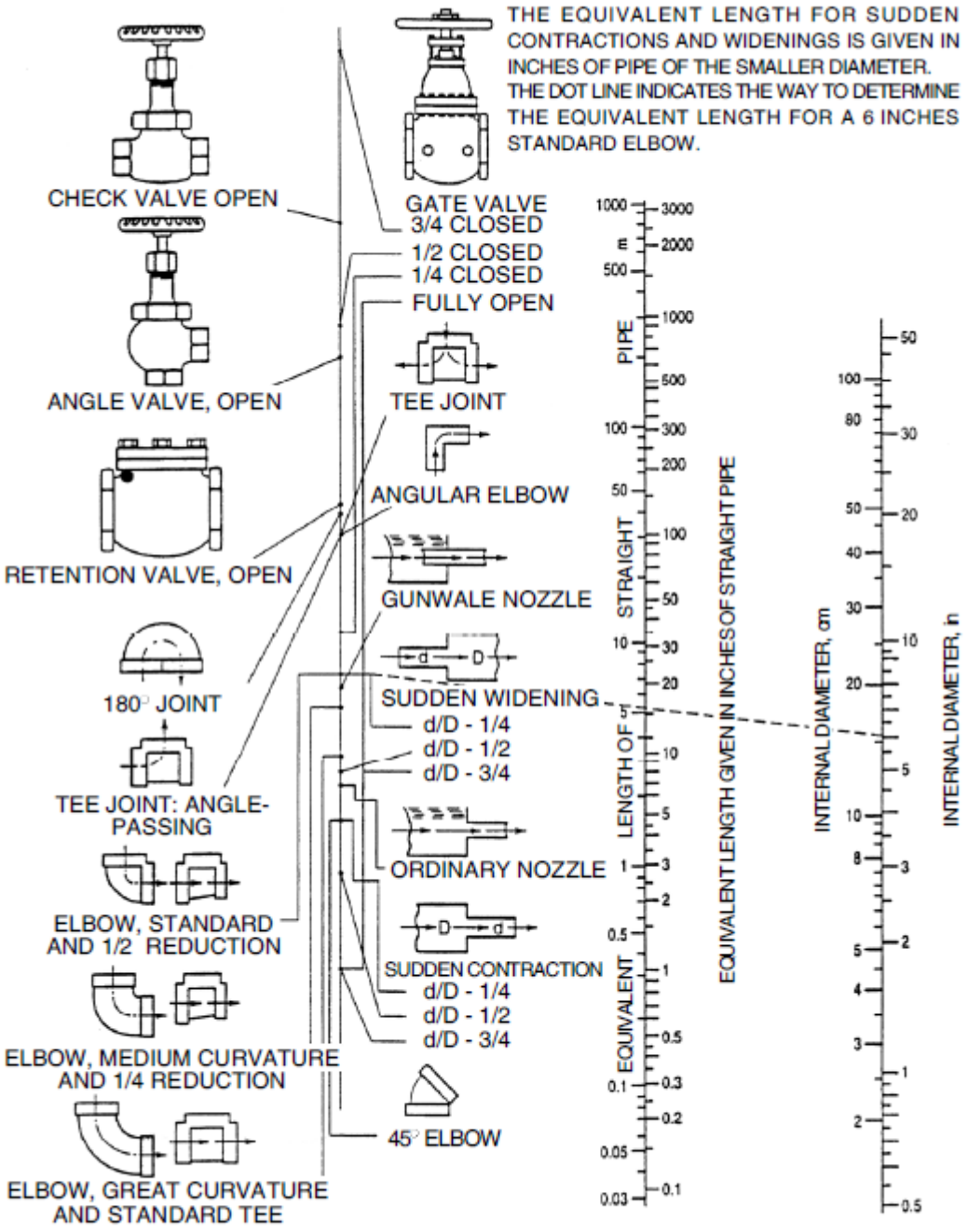
$$Fi = \frac{D\tau}{a^2}, \frac{D\tau}{b^2}, \frac{D\tau}{c^2}$$

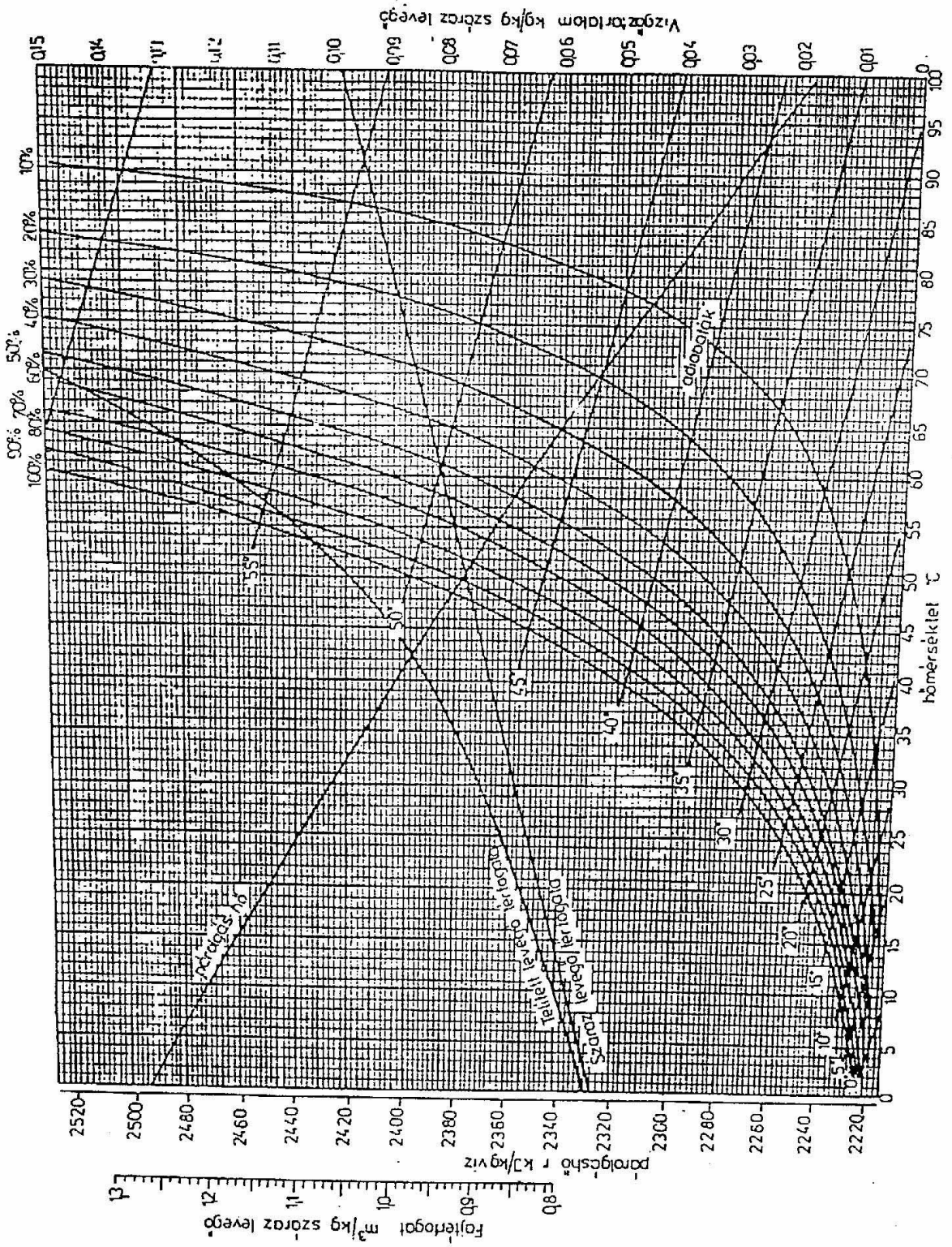


Példa: 0,0254 m (1 zoll) belső átmérőjű vezetékben a félig nyitott tolózár egyenértékű csőhossza 4,5 m

Egyenértékű csőhossz nomogram

8.sz.melléklet: Egyenértékű csőhossz meghatározása


THE EQUIVALENT LENGTH FOR SUDDEN CONTRACTIONS AND WIDENINGS IS GIVEN IN INCHES OF PIPE OF THE SMALLER DIAMETER. THE DOT LINE INDICATES THE WAY TO DETERMINE THE EQUIVALENT LENGTH FOR A 6 INCHES STANDARD ELBOW.
CHECK VALVE OPEN
GATE VALVE
3/4 CLOSED
1/2 CLOSED
1/4 CLOSED
FULLY OPEN
ANGLE VALVE, OPEN
TEE JOINT
ANGULAR ELBOW
RETENTION VALVE, OPEN
GUNWALE NOZZLE
180° JOINT
SUDDEN WIDENING
d/D - 1/4
d/D - 1/2
d/D - 3/4
TEE JOINT: ANGLE-PASSING
ORDINARY NOZZLE
ELBOW, STANDARD AND 1/2 REDUCTION
SUDDEN CONTRACTION
d/D - 1/4
d/D - 1/2
d/D - 3/4
ELBOW, MEDIUM CURVATURE AND 1/4 REDUCTION
45° ELBOW
ELBOW, GREAT CURVATURE AND STANDARD TEE
EQUIVALENT LENGTH OF STRAIGHT PIPE
EQUIVALENT LENGTH GIVEN IN INCHES OF STRAIGHT PIPE
INTERNAL DIAMETER, cm
INTERNAL DIAMETER, in


Vízgőztartalom kg/kg száraz levegő
hőmérséklet °C
párolgáshő r kJ/kg víz
Fajtérfogat m³/kg száraz levegő
adiabaták
Szaraz levegő tertogata
Telitett levegő tertogata
nárogás hő

Emisszivitás a felületi normális irányában (ε)
Acél hengerelt 0,75-0,8
Acél erősen rozsdás 0,85-0,88
Acél hőálló, oxidált 0,6-0,65
Alumínium 0,02-0,04
Gumi 0,86-0,92
Jég 0,98
Öntöttvas 0,55-0,6
Papír 0,9
Porcelán 0,93
Réz oxidált 0,78
Szigetelőanyag 0,9-0,95
Tégla 0,93
Üveg 0,94
Zománc 0,9

2.sz. melléklet: VIZ HŐTANI TULAJDONSÁGAI

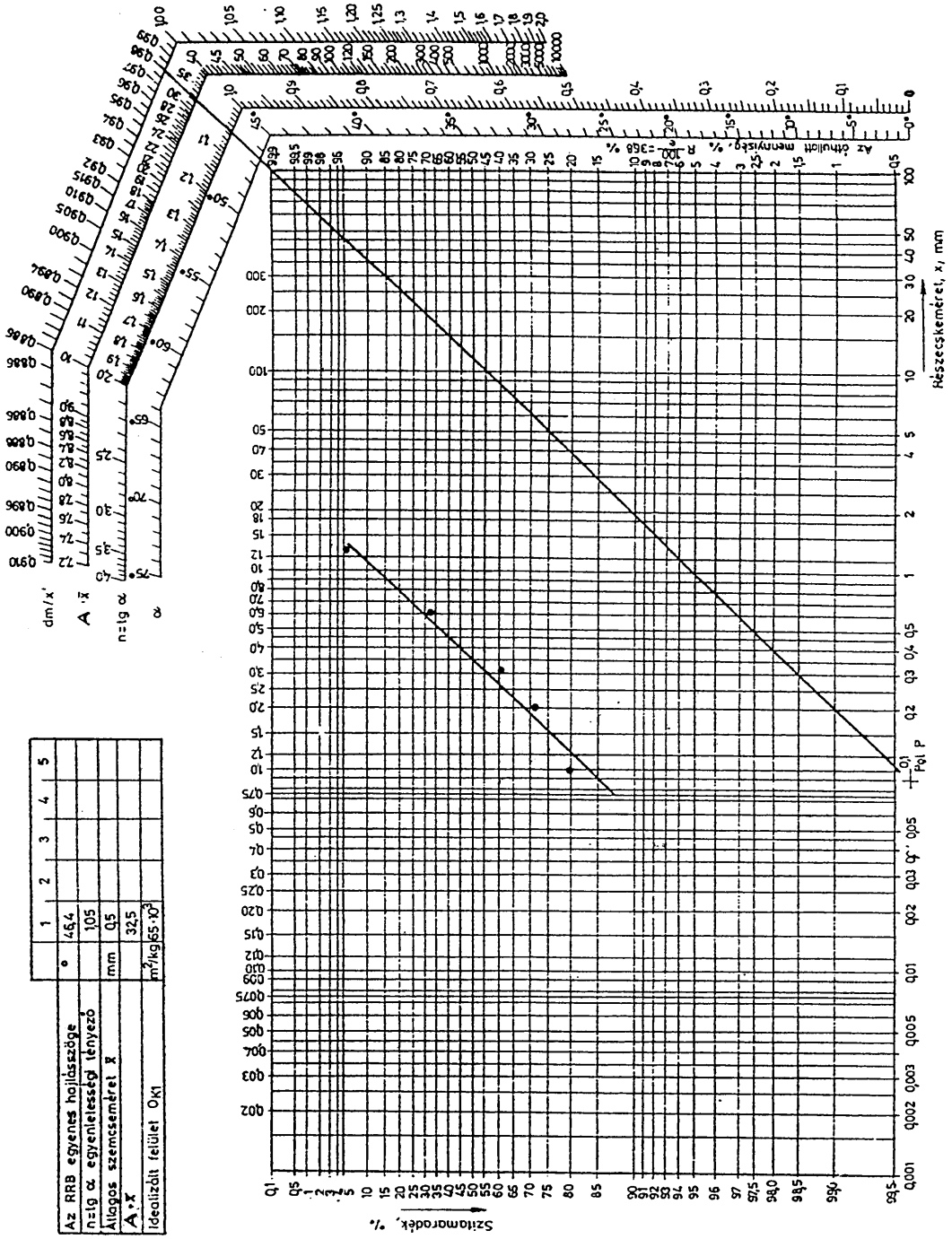
hőmérs	sűrűség	fajhő	hővez tényező	köbös hőt.tény.	dinamikai viszkozitás	kinematiaki	Pr
t [^{0}C]	ρ [kg/m^3]	c_p [kJ/kgK]	λ [W/mK]	$\beta.10^4$ [1/K]	$\eta.10^6$ [Ns/m^2]	$\nu.10^6$ [m^2/s]	
0	999,9	4,226	0,558	0,7	1793,636	1,789	13,7
5	1000,0	4,206	0,568	-	1534,741	1,535	11,4
10	999,7	4,19	0,577	0,95	1296,439	1,300	9,5
15	999,1	4,18	0,587	-	1135,610	1,146	8,1
20	998,2	4,182	0,597	2,1	993,414	1,006	7,0
25	997,1	4,178	0,606	-	880,637	0,884	6,1
30	995,7	4,17	0,615	3,0	792,377	0,805	5,4
35	994,1	4,175	0,624	-	719,808	0,725	4,8
40	992,2	4,1	0,633	3,9	658,026	0,658	4,3
50	988,1	4,178	0,647	4,6	555,056	0,566	3,55
60	983,2	4,181	0,658	5,3	471,670	0,478	3,00
80	971,8	4,194	0,673	6,3	352,059	0,364	2,25
90	965,3	4,202	0,678	7,0	308,909	0,326	1,95
100	958,4	4,211	0,682	7,5	277,528	0,294	1,75
110	951,0	4,224	0,684	8,0	254,973	0,268	1,57
120	943,5	4,232	0,685	8,5	235,360	0,244	1,43

3.sz. melléklet: SZÁRAZ LEVEGő TULAJDONSÁGAI

Hőmérséklet	Sűrűség	Fajhő	Hővezetési tényező	Hőfokvezetési tényező	Dinamikai viszkozitás x10^{-6}	Kinematikai viszkozitás x10^{-6}	Pr
[^{0}C]	[kg/m^3]	[kJ/K]	[W/mK]	[m^2/s]	[Ns/m^2]	[m^2/s]	
-180	3,72	1,047	0,0076	1,94	6,472	1,75	-
-150	2,78	1,037	0,0116	4,03	8,591	3,14	-
-100	1,948	1,022	0,0163	8,0	11,866	5,96	-
-50	1,534	1,013	0,0198	13,1	14,808	9,65	0,71
-20	1,365	1,005	0,0226	16,8	16,279	12,0	0,71
0	1,252	1,011	0,0237	19,2	17,456	13,9	0,71
10	1,206	1,010	0,0244	20,7	17,848	14,66	0,71
20	1,164	1,012	0,0251	22,0	18,240	15,7	0,71
30	1,127	1,013	0,0258	23,4	18,682	16,58	0,71
40	1,092	1,014	0,0265	24,8	19,123	17,6	0,71
50	1,057	1,016	0,0272	26,2	19,515	18,58	0,71
60	1,025	1,017	0,0279	27,6	19,907	19,4	0,71
70	0,996	1,018	0,0286	29,2	20,398	20,65	0,71
80	0,968	1,019	0,0293	30,6	20,790	21,5	0,71
90	0,942	1,021	0,0300	32,2	21,231	22,82	0,71
100	0,916	1,022	0,0307	33,6	21,673	23,6	0,71
120	0,870	1,025	0,0320	37,0	22,555	25,9	0,71

4.sz.melléklet: TELÍTETT VÍZGŐZ FIZIKAI PARAMÉTEREI

Nyomás	Hőmérséklet	Sűrűség	Sűrűség	Entalpia	Entalpia Párolgáshő
		folyadék	gőz	folyadék	gőz	
bar	^{0}C	kg/m^3	kg/m^3	kJ/kg	kJ/kg	kJ/kg
0,4	75,42	974,56	0,2459	315,727	2635,591	2319,906
0,45	78,27	972,86	0,2746	327,701	2640,196	2312,370
0,50	80,86	971,25	0,3031	338,545	2644,383	2305,671
0,55	83,25	969,74	0,3315	348,593	2648,570	2299,809
0,60	85,45	968,34	0,3595	357,846	2652,338	2294,366
0,65	87,51	967,02	0,3875	366,512	2655,687	2289,342
0,70	89,45	965,72	0,4153	374,677	2659,037	2284,318
0,75	91,27	964,51	0,4431	382,339	2661,967	2279,713
0,80	92,99	963,30	0,4706	389,582	2664,480	2274,688
0,85	94,62	962,19	0,4980	396,448	2666,992	2270,502
0,90	96,18	961,08	0,5255	403,021	2669,504	2266,315
0,95	97,66	959,97	0,5525	409,260	2672,016	2262,547
1,0	99,09	958,96	0,5797	415,289	2674,528	2259,197
1,1	101,76	957,12	0,6337	426,509	2678,715	2252,080
1,2	104,25	955,29	0,6873	437,018	2682,483	2245,381
1,3	106,56	953,56	0,7407	446,815	2686,251	2239,519
1,4	108,74	951,93	0,7943	456,026	2689,182	2233,239
1,5	110,79	950,39	0,8467	464,693	2692,531	2227,996
1,6	112,73	948,95	0,9001	472,899	2695,462	2222,353
1,7	114,57	947,51	0,9524	480,687	2698,393	2217,748
1,8	116,33	946,07	1,0046	488,181	2700,905	2212,724
1,9	118,01	944,73	1,0570	495,298	2703,417	2208,118
2,0	119,62	943,40	1,109	502,165	2705,929	2203,932
2,1	121,16	942,15	1,161	508,696	2708,022	2199,326
2,2	122,65	941,00	1,212	514,976	2710,116	2195,139
2,3	124,08	939,85	1,264	521,257	2712,209	2190,952
2,4	125,46	938,70	1,315	527,118	2714,302	2187,184
2,5	126,79	937,56	1,367	532,561	2715,977	2183,416
2,6	128,08	936,50	1,417	538,004	2718,071	2180,067
2,7	129,34	935,37	1,469	543,447	2719,745	2176,299
2,8	130,55	934,32	1,520	548,889	2721,420	2172,531
2,9	131,73	933,36	1,570	553,914	2722,676	2168,762
3,0	132,88	932,31	1,621	558,519	2724,351	2165,832


Szitamaradék, %
Részecskeméret, x, mm
Az áthullott mennyiség, %
dm/x'
A·x
n=lg α
α
Az RRB egyenes hajlásszöge ° 46,4
n=lg α egyenletesség tényező 1,05
Átlagos szemcseméret x mm 0,5
A·x 325
Idealizált felület Ok1 m²/kg 65·10³